



SKRIPSI – TK141581

**DINAMIKA DAN PENGENDALIAN PROSES
MODIFIKASI I DAN MODIFIKASI II
SISTEM EMPAT TANGKI DENGAN
PENGENDALI 2DOF IMC MENGGUNAKAN
LABVIEW**

Oleh:

SITI ICHUWA NINGRUM

NRP. 2315 105 002

AKHMAD NURMAN LUTHFIYANTO

NRP. 2315 105 017

Dosen Pembimbing

Juwari, ST., M.Eng., Ph.D.

NIP. 1973 06 15 1999 03 1003

Prof. Ir. Renanto, MS., Ph.D.

NIP. 1953 07 19 1978 03 1001

DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER

SURABAYA

2017



FINAL PROJECT – TK141581

**PROCESS DYNAMIC AND CONTROL
MODIFIED I AND MODIFIED II
QUADRUPLE TANK WITH CONTROLLER
2DOF IMC USING LABVIEW APPLICATION**

**Written by:
SITI ICHUWA NINGRUM
NRP. 2315 105 002**

**AKHMAD NURMAN LUTHFIYANTO
NRP. 2315 105 017**

**Advisor :
Juwari, ST., M.Eng., Ph.D.
NIP. 1973 06 15 1999 03 1003**

**Prof. Ir. Renanto, MS., Ph.D.
NIP. 1953 07 19 1978 03 1001**

**CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY
SURABAYA
2017**

LEMBAR PENGESAHAN

“DINAMIKA DAN PENGENDALIAN PROSES MODIFIKASI I & II SISTEM EMPAT TANGKI DENGAN PENGENDALI 2DoF IMC MENGGUNAKAN LABVIEW”

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Memperoleh
Gelar Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Departemen
Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

SITI ICHUWA NINGRUM M.

2315 105 002

AKHMAD NURMAN L.

2315 105 017

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D. (Pembimbing I)
2. Prof. Ir. Renanto, M.S. Ph.D. (Pembimbing II)
3. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.S. (Penguji I)
4. Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D. (Penguji II)
5. Dr. Lailatul Qadariyah, S.T., M.T. (Penguji III)

SURABAYA, 24 JULI 2017



LEMBAR PERSETUJUAN

Laporan skripsi dengan judul:

**" DINAMIKA DAN PENGENDALIAN PROSES
MODIFIKASI I & II SISTEM EMPAT TANGKI DENGAN
PENGENDALI 2DoF IMC MENGGUNAKAN LABVIEW"**


Telah diperiksa dan disetujui untuk diujikan:

Surabaya, 10 Juli 2017

Dosen Pembimbing 1

Dosen Pembimbing 2


Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.
NIP. 1973 06 15 1999 03 1003

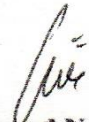

Prof. Ir. Renanto, M.S., Ph.D.
NIP. 1953 07 19 1978 03 1001

Mengetahui,
Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses
Departemen Teknik Kimia FTI-ITS


Prof. Ir. Renanto, M.S., Ph.D.
NIP. 1953 07 19 1978 03 1001

Penyusun:


Siti Ichuwa Ningrum M.
NRP. 2315 105 002


Akhmad Nurman L.
NRP. 2315 105 017

DINAMIKA DAN PENGENDALIAN PROSES MODIFIKASI I DAN MODIFIKASI II SISTEM EMPAT TANGKI DENGAN PENGENDALI 2DOF IMC MENGGUNAKAN LABVIEW

Nama Mahasiswa : Siti Ichuwa Ningrum 2315105002
Akhmad Nurman L. 2315105017
Jurusan : Teknik Kimia FTI ITS
Dosen Pembimbing : Juwari, ST., M.Eng., Ph.D
Prof. Ir. Renanto, MS., Ph.D

ABSTRAK

Pada umumnya proses di industri memiliki karakteristik sebagai proses yang multivariabel, serta dipengaruhi oleh gangguan-gangguan yang dapat merugikan bagi proses. Penerapan sistem kontrol yang konvensional yang bersifat linear sering tidak mampu mengatasi masalah serta kendala yang dimiliki oleh proses di industri. Seiring dengan tuntutan untuk memperoleh kualitas produksi yang lebih baik, maka diperlukan suatu sistem kontrol yang mampu memenuhi kebutuhan tersebut. Sistem empat tangki merupakan prototype sederhana yang mewakili dinamika proses multivariabel yang sangat kompleks. Bagaimanapun juga sistem ini tidak memiliki keterlambatan waktu ukur. Oleh karena itu, untuk mewakili sistem yang kompleks seperti dalam dunia industri yang biasanya ada keterlambatan maka perlu adanya modifikasi. Modifikasi yang diusulkan adalah penambahan koil sebagai pemanas

pada tangki 1 dan tangki 2 serta adanya interaksi antara fluida dari tangki 1 ke tangki 2. Metode penelitian menggunakan model matematika serta menetapkan spesifikasi dan parameter proses. Transfer fungsi diidentifikasi dengan metode step test. Selanjutnya analisis interaksi menggunakan metode Relative Gain Array. Parameter pengendali PI-PID ditetapkan dengan metode Ziegler-Nichols dengan detuning Mc Avoy dan detuning BLT. Parameter pengendali 2DoF-IMC ditetapkan dengan metode MP-GM. Pada fase minimum, berdasarkan pada nilai IAE, ketepatan respon terhadap set point dan kecepatan respon dalam proses, pengendali PI dengan detuning Mc Avoy lebih unggul dibandingkan pengendali level oleh 2DoF-IMC dan pengendali PI dengan detuning BLT dalam mengendalikan level dan 2DoF-IMC lebih unggul dalam mengendalikan temperatur dibandingkan dengan pengendali PID. Pada fase non-minimum, respons variabel kontrol level dan suhu cenderung tidak stabil serta sulit dikendalikan dengan pengendali PI dan PID. Pada pengendalian temperatur, 2DoF-IMC dapat digunakan sebagai referensi pengendali karena mampu memberikan ketepatan respon terhadap set point dan kecepatan respon dalam proses..

Kata Kunci - Pengendali 2DoF-IMC, Pengendali PI, Pengendali PID, Proses Multivariabel.

PROCESS DYNAMIC AND CONTROL MODIFIED I AND MODIFIED II QUADRUPLE TANK WITH CONTROLLER 2DOF IMC USING LABVIEW APPLICATION

Name : Siti Ichuwa Ningrum 2315105002
Akhmad Nurman L. 2315105017
Major : Chemical Engineering
Advisors : Juwari, ST., M.Eng., Ph.D
Prof. Ir. Renanto, MS., Ph.D

ABSTRACT

In general, the process in the industry has characteristics as a multivariable process, and is influenced by disruptions that can be detrimental to the process. The conventional application of conventional control systems often fails to address the problems and constraints that industry processes have. Along with the demand to obtain better quality of production, it is necessary a control system that is able to meet those needs. Quadruple tank process is a simple prototype that represents the dynamics of a highly complex multivariable process. However this system does not have time delay. Therefore, to represent such complex systems in the industrial world that there is usually a delay it is necessary to modify it. The proposed modification is the addition of coil as heater on tank 1 and tank 2 and the interaction between the fluid from tank 1 to tank 2. This research utilize mathematics model from the last research and determine the spesification and process parameter, furthermore simulate the system using LabView software. The transfer functions are identified by step test method,

then the interaction analysis was performed using the Relative Gain Array. RGA elements obtained from steady-state calculations can determine the controller configuration pairing. PI-PID controller parameters are determined by Ziegler-Nichols tuning method which detuned by Mc Avoy method and BLT method. On the other hand, 2DoF-IMC controller parameter is determined by MP-GM method. In the minimum phase, based on the IAE value, the accuracy of the response to the set point and the speed of the response in the process, the PI controller with Mc-Avoy detuning is superior to the level controller by 2DoF-IMC and the PI controller with BLT detuning in controlling the level and 2DoF-IMC is superior In controlling the temperature compared to the PID controller. In the non-minimum phase, variable level and temperature control responses tend to be unstable and difficult to control with PI and PID controllers. At temperature control, 2DoF-IMC can be used as a controlling reference because it can provide accurate response to set point and speed of response in process.

Keywords : 2DoF-IMC Controller, PI Controller, PID Controller, Multivariable Process.



KATA PENGANTAR

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur atas kehadiran Tuhan YME karena berkat Rahmat dan karunia-Nya yang telah memberi segala kemudahan dan kekuatan kepada penulis, sehingga penulis dapat menyelesaikan penyusunan Proposal Skripsi ini yang berjudul ”Dinamika Dan Pengendalian Proses Modifikasi I & II Sistem Empat Tangki Dengan Pengendali 2DOF IMC Menggunakan Labview” yang merupakan salah satu syarat kelulusan bagi mahasiswa Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.

Keberhasilan penulisan Laporan Skripsi ini tidak lepas dari dorongan dan bimbingan dari berbagai pihak. Untuk itu dalam kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih yang setulus-tulusnya kepada :

1. Bapak Juwari Purwo Sutikno, S.T., M.Eng., Ph.D., selaku Ketua Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya dan selaku Dosen Pembimbing.
2. Bapak Prof. Ir. Renanto Handogo, M.S., Ph.D., selaku Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses dan selaku Dosen Pembimbing atas masukan dan saran yang telah diberikan.
3. Bapak dan Ibu Dosen Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya yang telah memberikan ilmunya kepada penulis.
4. Orang tua serta saudara-saudara kami, atas doa, dukungan, bimbingan, perhatian, serta kasih sayang yang selalu diberikan selama ini.
5. Anggota Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses, Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya atas semua dukungan, semangat, serta kerjasamanya

6. Semua pihak yang telah membantu penyelesaian Skripsi ini yang tidak dapat disebutkan satu persatu

Semoga segala kebaikan dan keikhlasan yang telah diberikan mendapat balasan dari Tuhan YME. Akhirnya semoga tugas akhir ini dapat memberikan kontribusi yang bermanfaat bagi Penulis dan Pembaca khususnya.

Surabaya, 20 Juli 2017

Penyusun



DAFTAR ISI

DAFTAR ISI

JUDUL	i
LEMBAR PENGESAHAN	ii
LEMBAR PERSETUJUAN	iii
ABSTRAK	iv
ABSTRACT	vi
KATA PENGANTAR	viii
DAFTAR ISI	x
DAFTAR GAMBAR	xiii
DAFTAR TABEL	xx
BAB I PENDAHULUAN	
I.1 Latar Belakang	I-1
I.2 Rumusan Masalah	I-5
I.3 Batasan Masalah	I-6
I.4 Tujuan Penelitian	I-6
I.5 Manfaat Penelitian	I-7
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	
II.1 Sistem Multi Input Multi Output (MIMO)	II-1
II.2 Pengendalian Sistem Empat Tangki	II-4
II.3 Modifikasi I Sistem Empat Tangki	II-6
II.4 Modifikasi II Sistem Empat Tangki	II-8
II.5 <i>Step Test</i>	II-10
II.6 Analisis Interaksi	II-12
II.6.1 <i>Relative Gain Array (RGA)</i>	II-12
II.6.2 Sifat – sifat RGA	II-12
II.6.3 Interpretasi Harga Elemen RGA	II-14
II.6.4 Fase Minimum&Non-Minimum	II-16
II.7 Controller	II-17
II.7.1 <i>Proportional Controller</i>	II-15
II.7.2 <i>Proportional Integral Derivative</i> (PID Controller)	II-18
II.7.3 Internal Model Control (IMC)	II-21
II.7.4 <i>Two Degree-of-freedom IMC</i>	II-24

II.8 Labview	II-31
II.8.1 Komponen-komponen Labview	II-31
II.9 Penelitian Terdahulu	II-34

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

III.1 Menggunakan Model matematika dan Menetapkan Spesifikasi Modifikasi I & II Sistem Empat Tangki	III-2
III.2 Membuat Simulasi Proses Modifikasi I & II Sistem Empat Tangki	III-3
III.3 Identifikasi Transfer Fungsi Menggunakan Metode <i>Step Test</i>	III-4
III.4 Analisis Interaksi dengan Metode RGA	III-5
III.5 Menetapkan parameter PI-PID dengan menggunakan metode Ziegler-Nichols dan <i>detuning</i> Mc Avoy dan BLT	III-5
III.6 Simulasi sistem MIMO PI-PID <i>closed Loop</i> dengan memberi perubahan pada <i>set point</i>	III-6
III.7 Menetapkan Fungsi Transfer Pengendali <i>Two Degree-of-freedom</i> IMC	III-6
III.8 Simulasi MIMO 2DoF-IMC dengan Metode <i>Tuning Maximum Peak Gain Margin (MP-GM)</i>	III-6
III.9 Membandingkan Respon MIMO PI- PID dengan MIMO 2DoF-IMC	III-7

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

IV.1 Simulasi Steady State	IV-1
IV.2 Identifikasi Transfer Fungsi	IV-6
IV.2.1 Modifikasi I	IV-6
IV.2.2 Modifikasi II	IV-14
IV.3 Analisis Interaksi	IV-22
IV.3.1 Modifikasi I	IV-22

	IV.3.2 Modifikasi II	IV-23
	IV.4 Analisis Respon Pengendalian	IV-24
	IV.4.1 Modifikasi I	IV-24
	IV.4.2 Modifikasi II	IV-51
BAB V	KESIMPULAN DAN SARAN	
	V.1 Kesimpulan	V-1
	V.2 Saran	V-2
	DAFTAR PUSTAKA	P-1
	DAFTAR NOTASI	N-1
	APPENDIKS A NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI	A-1
	APPENDIKS B IDENTIFIKASI <i>STEP RESPONSE</i>	B-1
	APPENDIKS C PERHITUNGAN PARAMETER DAN <i>PAIRING CONTROLLER</i>	C-1
	APPENDIKS D PROGRAM SIMULASI	D-1
	BIODATA PENULIS	

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1	Skema sistem <i>Quadruple-Tank</i> Modifikasi I	I-3
Gambar I.2	Skema sistem <i>Quadruple-Tank</i> Modifikasi II	I-4
Gambar II.1	Proses Multivariabel dengan Jumlah Variabel Manipulasi n dan Jumlah Variabel Kontrol n	II-2
Gambar II.2	Proses Multivariabel 2x2	II-3
Gambar II.3	Blok diagram pairing 1-1/2-2 untuk sistem pengendalian 2x2	II-3
Gambar II.4	Blok diagram pairing 1-2/2-1 untuk sistem pengendalian 2x2	II-4
Gambar II.5	Skema Sistem Empat Tangki	II-5
Gambar II.6	Skema Modifikasi I Sistem Empat Tangki	II-8
Gambar II.7	Skema Modifikasi II Sistem Empat Tangki	II-9
Gambar II.8	Step Respon Sistem Orde Satu dan Estimasi Konstanta (τ)	II-8
Gambar II.9	Bidang s-plane	II-16
Gambar II.10	Struktur s-plane region	II-17
Gambar II.11	Struktur IMC	II-22
Gambar II.12	Struktur Classic Feedback	II-22
Gambar II.13	Struktur <i>Two Degrees of Freedom</i> Internal Model Control	II-25
Gambar II.14	Frekuensi respon dari sistem orde dua	II-27
Gambar II.15	Korelasi nilai MP Terhadap overshoot maksimal respon step	II-27
Gambar II.16	Interpretasi Gain Margin Sistem FOPTD pada Nyquist Plot	II-29
Gambar II.17	Struktur Blok Diagram IMC Sistem 2x2	II-30
Gambar II.18	Jendela Depan Labview dengan	

	Berbagai Kontrol dan Indikator	II-32
Gambar II.19	Jendela Blok Diagram Labview	II-32
Gambar II.20	Panel Kontrol Labview	II-33
Gambar II.21	Panel Fungsi Labview	II-33
Gambar III.1	Diagram Alir Penelitian	III-1
Gambar III.2	Diagram Alir pengendali 2DoF-IMC	III-2
Gambar III.3	Skema Peralatan Modifikasi I	
	Sistem Empat Tangki	III-2
Gambar III.4	Skema Peralatan Modifikasi II	
	Sistem Empat Tangki	III-3
Gambar III.5	Skema Blok Diagram Sistem	
	MIMO 4x4	III-4
Gambar IV.1	Skema Sistem Empat Tangki pada simulasi Labview: (a) Modifikasi I; (b) Modifikasi II	IV-2
Gambar IV.2	Blok diagram system <i>Quadruple-Tank</i> Modifikasi II	IV-3
Gambar IV.3	Respon perubahan level tangki karena perubahan U_1 pada fase minimum	IV-7
Gambar IV.4	Respon perubahan temperatur tangki karena perubahan U_1 pada fase minimum	IV-7
Gambar IV.5	Respon perubahan level tangki karena perubahan U_2 pada fase minimum	IV-8
Gambar IV.6	Respon perubahan temperatur tangki karena perubahan U_2 pada fase minimum	IV-8
Gambar IV.7	Respon perubahan level tangki karena perubahan Q_1 pada fase minimum	IV-8
Gambar IV.8	Respon perubahan temperatur tangki karena perubahan Q_1 pada fase minimum	IV-9
Gambar IV.9	Respon perubahan level tangki karena perubahan Q_2 pada fase minimum	IV-9
Gambar IV.10	Respon perubahan temperatur tangki karena perubahan Q_2 pada fase minimum	IV-9
Gambar IV.11	Respon perubahan level tangki karena perubahan U_1 pada fase non minimum	IV-11

Gambar IV.12	Respon perubahan temperatur tangki karena perubahan U_1 pada fase non minimum	IV-11
Gambar IV.13	Respon perubahan level tangki karena perubahan U_2 pada fase non minimum	IV-11
Gambar IV.14	Respon perubahan temperatur tangki karena perubahan U_2 pada fase non minimum	IV-12
Gambar IV.15	Respon perubahan level tangki karena perubahan Q_1 pada fase non minimum	IV-12
Gambar IV.16	Respon perubahan temperatur tangki karena perubahan Q_1 pada fase non minimum	IV-12
Gambar IV.17	Respon perubahan level tangki karena perubahan Q_2 pada fase non minimum	IV-13
Gambar IV.18	Respon perubahan temperatur tangki karena perubahan Q_2 pada fase non minimum	IV-13
Gambar IV.19	Respon perubahan level tangki karena perubahan U_1 pada fase minimum	IV-15
Gambar IV.20	Respon perubahan temperatur tangki karena perubahan U_1 pada fase minimum	IV-16
Gambar IV.21	Respon perubahan level tangki karena perubahan U_2 pada fase minimum	IV-16
Gambar IV.22	Respon perubahan temperatur tangki karena perubahan U_2 pada fase minimum	IV-16
Gambar IV.23	Respon perubahan level tangki karena perubahan Q_1 pada fase minimum	IV-17
Gambar IV.24	Respon perubahan temperatur tangki karena perubahan Q_1 pada fase minimum	IV-17
Gambar IV.25	Respon perubahan level tangki karena perubahan Q_2 pada fase minimum	IV-17
Gambar IV.26	Respon perubahan temperatur tangki karena perubahan Q_2 pada fase minimum	IV-18
Gambar IV.27	Respon perubahan level tangki karena perubahan U_1 pada fase non minimum	IV-19
Gambar IV.28	Respon perubahan temperatur tangki karena perubahan U_1 pada fase non minimum	IV-19

Gambar IV.29	Respon perubahan level tangki karena perubahan U2 pada fase non minimum	IV-20
Gambar IV.30	Respon perubahan temperatur tangki karena perubahan U2 pada fase non minimum	IV-20
Gambar IV.31	Respon perubahan level tangki karena perubahan Q1 pada fase non minimum	IV-20
Gambar IV.32	Respon perubahan temperatur tangki karena perubahan Q1 pada fase non minimum	IV-21
Gambar IV.33	Respon perubahan level tangki karena perubahan Q2 pada fase non minimum	IV-21
Gambar IV.34	Respon perubahan temperatur tangki karena perubahan Q2 pada fase non minimum	IV-21
Gambar IV.35	Hasil simulasi pengendali PI dan PID pada perubahan <i>set point</i> h_1 : (a) level; (b) temperatur	IV-26
Gambar IV.36	Hasil simulasi pengendali PI dan PID pada perubahan <i>set point</i> h_2 : (a) level; (b) temperatur.	IV-27
Gambar IV.37	Hasil simulasi pengendali PI dan PID pada perubahan <i>Set point</i> T_9 : (a) level; (b) temperatur.	IV-29
Gambar IV.38	Hasil simulasi pengendali PI dan PID pada perubahan <i>set point</i> T_{10} : (a) level; (b) temperatur.	IV-29
Gambar IV.39	Hasil simulasi pengendali PI pada perubahan <i>set point</i> h_1 : (a) level; (b) temperatur.	IV-31
Gambar IV.40	Hasil simulasi pengendali PI pada perubahan <i>set point</i> h_2 : (a) level; (b) temperatur.	IV-32
Gambar IV. 41	Hasil simulasi pengendali PI pada perubahan <i>set point</i> T_9 : (a) level; (b) temperatur.	IV-34
Gambar IV. 42	Hasil simulasi pengendali PI pada perubahan <i>set point</i> T_{10} : (a) level; (b) temperatur.	IV-34
Gambar IV.43	Skema pengendalian 2DoF-IMC pada sistem 4x4	IV-34

Gambar IV. 44	Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan <i>set point</i> h_1 : (a) level; (b) temperatur.	IV-38
Gambar IV. 45	Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan <i>set point</i> h_2 : (a) level; (b) temperature.	IV-39
Gambar IV. 46	Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan <i>set point</i> T_9 : (a) level; (b) temperatur.	IV-40
Gambar IV. 47	Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan <i>set point</i> T_{10} : (a) level; (b) temperatur	IV-41
Gambar IV.48	Hasil simulasi pengendali PI-PID (Metode Mc Avoy) pada perubahan <i>set point</i> T_{10} : (a) level; (b) temperatur.	IV-47
Gambar IV.49	Hasil simulasi pengendali PI-PID (Metode BLT) pada perubahan <i>set point</i> T_{10} : (a) level; (b) temperatur.	IV-48
Gambar IV.50	Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan <i>set point</i> h_1 : (a) level; (b) temperatur.	IV-50
Gambar IV.51	Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan <i>set point</i> h_2 : (a) level; (b) temperatur.	IV-51
Gambar IV.52	Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan <i>set point</i> T_9 : (a) level; (b) temperatur.	IV-53
Gambar IV.53	Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan <i>set point</i> T_{10} : (a) level; (b) temperatur.	IV-53
Gambar IV.54	Hasil simulasi pengendali PI dan PID pada perubahan <i>set point</i> h_1 : (a) level; (b) temperatur.	IV-59
Gambar IV.55	Hasil simulasi pengendali PI dan PID pada perubahan <i>set point</i> h_2 : (a) level;	

	(b) temperatur.	IV-60
Gambar IV.56	Hasil simulasi pengendali PI dan PID pada perubahan <i>Set point</i> T_9 : (a) level;	
	(b) temperatur.	IV-61
Gambar IV.57	Hasil simulasi pengendali PI dan PID pada perubahan <i>set point</i> T_{10} : (a) level;	
	(b) temperatur.	IV-62
Gambar IV.58	Hasil simulasi pengendali PI pada perubahan <i>set point</i> h_1 : (a) level; (b) temperatur.	IV-64
Gambar IV.59	Hasil simulasi pengendali PI pada perubahan <i>set point</i> h_2 : (a) level; (b) temperatur.	IV-65
Gambar IV.60	Hasil simulasi pengendali PI pada perubahan <i>set point</i> T_9 : (a) level; (b) temperatur.	IV-66
Gambar IV.61	Hasil simulasi pengendali PI pada perubahan <i>set point</i> T_{10} : (a) level; (b) temperatur.	IV-67
Gambar IV.62	Skema pengendalian 2DoF-IMC pada sistem 4x4	IV-70
Gambar IV.63	Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan <i>set point</i> h_1 : (a) level;	
	(b) temperatur	IV-71
Gambar IV.64	Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan <i>set point</i> h_2 : (a) level;	
	(b) temperature	IV-72
Gambar IV.65	Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan <i>set point</i> T_9 : (a) level;	
	(b) temperatur	IV-73
Gambar IV.66	Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan <i>set point</i> T_{10} : (a) level;	
	(b) temperatur	IV-74
Gambar IV.67	Hasil simulasi pengendali PI-PID (Metode Mc Avoy) pada perubahan <i>set point</i> T_{10} : (a) level;	
	(b) temperatur.	IV-80
Gambar IV.68	Hasil simulasi pengendali PI-PID (Metode BLT) pada perubahan <i>set point</i> T_{10} : level;	
	(b) temperatur.	IV-81

Gambar IV.69	Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan <i>set point</i> h_1 : (a) level; (b) temperatur.	IV-83
Gambar IV.70	Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan <i>set point</i> h_2 : (a) level; (b) temperatur	IV-84
Gambar IV.71	Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan <i>set point</i> T_9 : (a) level; (b) temperatur.	IV-86
Gambar IV.72	Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan <i>set point</i> T_{10} : (a) level; (b) temperatur.	IV-86
Gambar IV.73	Hasil simulasi perbandingan PI-PID dengan detuning Mc Avoy, PI-PID dengan detuning BLT, dan 2-DoF IMC pada fase non minimum dengan perubahan: (a) <i>set point</i> H_1 ; (b) <i>set point</i> H_2 ; (c) <i>set point</i> T_9 ; (d) <i>set point</i> T_{10}	IV-90

DAFTAR TABEL

Tabel IV.1	Spesifikasi Model Modifikasi II Sistem Empat Tangki	IV-1
Tabel IV.2	Parameter Proses	IV-2
Tabel IV.3	Kondisi Steady State	IV-4
Tabel IV.4	Variable Proses	IV-5
Tabel IV.5	Tabel Hasil Detuning Parameter Pengendali PI - PID	IV-24
Tabel IV.6	Tabel Hasil <i>Detuning</i> Parameter Pengendali PI (<i>detuning BLT</i>)	IV-29
Tabel IV.7	Tabel Worst Case Model	IV-33
Tabel IV.8	Tabel Hasil tuning Parameter Pengendali 2DoF-IMC	IV-35
Tabel IV.9	Tabel Nilai IAE dari respon closed loop PI-PID dengan detuning Mc Avoy dan PI – PI dengan detuning BLT	IV-40
Tabel IV.10	Tabel Nilai IAE dari respon closed loop 2DoF-IMC dengan tuning MP-GM	IV-40
Tabel IV.11	Tabel Hasil Detuning Mc Avoy Parameter Pengendali PI - PID	IV-41
Tabel IV.12	Tabel Hasil Detuning BLT Parameter Pengendali PI	IV-41
Tabel IV.13	Tabel Worst Case Model	IV-44
Tabel IV.14	Tabel Hasil tuning Parameter Pengendali 2DoF-IMC	IV-44
Tabel IV.15	Tabel Nilai IAE dari respon closed loop 2DoF-IMC dengan tuning MP-GM	IV-49
Tabel IV.16	Tabel Hasil Detuning Parameter Pengendali PI - PID	IV-50
Tabel IV.17	Tabel Hasil Detuning Parameter Pengendali PI (<i>detuning BLT</i>)	IV-55
Tabel IV.18	Tabel <i>Worst Case Model</i>	IV-59
Tabel IV.19	Tabel Hasil tuning Parameter Pengendali 2DoF-IMC	IV-61

Tabel IV.20	Tabel Nilai IAE dari respon closed loop PI-PID dengan detuning Mc Avoy dan PI – PI dengan detuning BLT	IV-65
Tabel IV.21	Tabel Nilai IAE dari respon closed loop 2DoF-IMC dengan tuning MP-GM	IV-66
Tabel IV.22	Tabel Hasil Detuning Mc Avoy Parameter Pengendali PI - PID	IV-67
Tabel IV.23	Tabel Hasil Detuning BLT Parameter Pengendali PI	IV-67
Tabel IV.24	Tabel Worst Case Model	IV-69
Tabel IV.25	Tabel Hasil tuning Parameter Pengendali 2DoF-IMC	IV-70
Tabel IV.26	Tabel Nilai IAE dari respon closed loop 2DoF-IMC dengan tuning MP-GM	IV-74



BAB I

PENDAHULUAN

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Proses industri kimia merupakan rangkaian proses yang mengolah bahan baku menjadi barang jadi agar mempunyai nilai ekonomi yang lebih tinggi. Dalam pelaksanaan proses diperlukan peralatan yang seringkali membutuhkan sistem pengendali secara otomatis dalam setiap kondisi. Kondisi tersebut meliputi, suhu, ketinggian cairan, tekanan, kecepatan aliran, dan komposisi. Parameter-parameter kondisi tersebut saling berinteraksi dan memengaruhi, sehingga untuk mengontrol variabel pada salah satu parameter tersebut dapat dilakukan dengan memanipulasi variabel pada parameter yang lain. Hal ini diperlukan untuk menjaga kestabilan proses agar didapat hasil yang optimal. Pada umumnya proses tersebut memiliki karakteristik sebagai proses yang multivariabel, serta dipengaruhi oleh gangguan-gangguan yang dapat merugikan bagi proses. Karakteristik lain yang sering terjadi adalah adanya interaksi antara variabel-variabel proses serta adanya waktu tunda yang sangat besar.

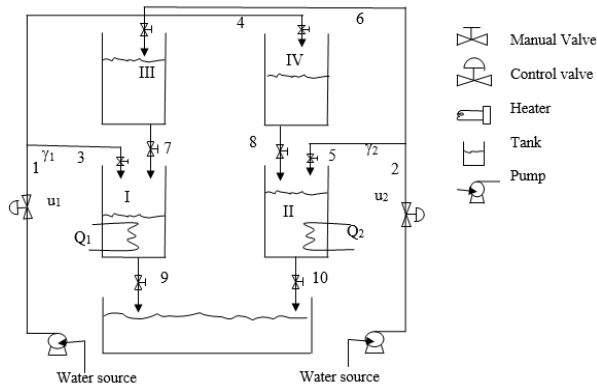
Desain *quadruple tank* dikenal baik sebagai sistem MIMO (*Multi Input Multi Output*) yang sesuai untuk analisis dari bermacam-macam skema pengendalian yang bersifat non linier. Beberapa sistem tidak bisa diwakili oleh model linier sehingga dibutuhkan model non linier. Model nonlinier pada *quadruple tank* disebabkan oleh hubungan akar kuadrat antara aliran dan level pada tangki. Sistem MIMO memiliki interaksi yang disebabkan beberapa variabel input sehingga mempengaruhi penggunaan lebih dari satu kontrol variabel. Pada sistem *quadruple tank* terjadi interaksi yang kuat antara tangki 1 dan 3 serta tangki 2 dan 4. Hal ini terjadi karena input dari pompa 1 mengisi tangki 1 dan 3, selanjutnya output dari tangki 3 mengisi tangki 1. Interaksi yang sama juga terjadi antara tangki 2 dan tangki 4 (Jayaprakash,

2014).dari tangki 3 mengisi tangki 1. Interaksi yang sama juga terjadi antara tangki 2 dan tangki 4 (Jayaprakash, 2014).

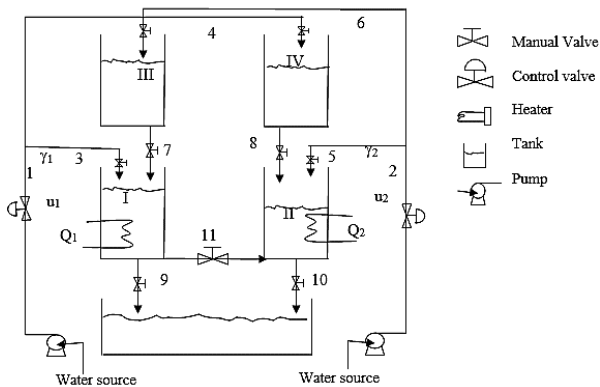
Quadruple-Tank menjadi sistem patokan untuk menganalisa efek non-linear dalam sebuah proses multivariabel. Hal ini membantu merealisasikan sistem *multi loop* dalam industri. Proses *Quadruple-Tank* digunakan untuk mendemonstrasikan efek interaksi dan keterbatasan peforma serta menggambarkan kondisi dinamis dalam sistem kontrol multivariabel (Vijula, 2013).

Sistem empat tangki ini dipilih karena desain peralatannya yang sederhana tetapi dapat mewakili interaksi yang kecil hingga interaksi yang sangat kuat dan juga mempraktekkan model sistem 2x2 yang saling berinteraksi. Empat tangki yang saling berhubungan mengakibatkan terjadi interaksi yang sangat kuat antara ketinggian cairan tersebut. Bagaimanapun juga sistem ini tidak mempunyai keterlambatan waktu ukur. Oleh karena itu untuk mewakili sistem yang kompleks seperti dalam dunia industri yang biasanya ada keterlambatan, maka perlu adanya modifikasi.

Dengan modifikasi ini, sistem *Quadruple-Tank* menjadi lebih kompleks. Kompleksitas sistem MIMO 4x4 ini dapat mewakili menara distilasi dan tangki reaksi. Untuk mempelajari kehandalan suatu kontrol untuk sistem yang kompleks dapat diwakili dengan sistem ini. Keunggulannya adalah sistem ini mudah dikembangkan secara fisik pada skala laboratorium dengan biaya operasi yang rendah dan aman. Cairan yang digunakan hanya air dan operasi terjadi pada temperatur relatif rendah (Juwari, 2014). Juwari pada tahun 2014 mengajukan 3 jenis sistem *Quadruple-Tank* yang dimodifikasi dan pada penelitian ini yang akan digunakan adalah sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi I & II. Berikut gambar dari sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi I & II yang tertera pada gambar I.1 & gambar I.2 di bawah ini.



Gambar I.1 Skema sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi I.



Gambar I.2 Skema sistem *Quadruple-Tank* Modifikasi II.

Modifikasi yang diusulkan dalam penelitian ini adalah dengan penambahan koil sebagai pemanas pada tangki 1 dan 2, serta adanya interaksi antara cairan dari tangki 1 ke tangki 2. Variabel yang dikendalikan yaitu laju alir dari pompa 1 dan 2 serta besarnya panas yang diberikan ke tangki 1 dan 2. Variabel yang diukur yaitu level air pada tangki 1 dan 2 serta temperatur pada tangki 1 dan 2, sehingga model menjadi sistem MIMO 4x4.

Jenis pengendali yang telah diaplikasikan pada industri, yang paling umum diantaranya Pengendali *Proportional*, Pengendali *Proportional Integral (PI)*, Pengendali *Proportional Integral Derivative (PID)*. Pengendali *Proportional Integral Derivative (PID)* telah digunakan dalam industri sejak 1940 karena algoritma yang sederhana (Willis, 1999). Bagaimanapun, pengendali PID tidak dapat sepenuhnya mengatasi kompleksitas proses industri dan spesifikasi kualitas produk. Mengingat biasanya pengendali PID didesain dengan *feedback structure*, maka dalam hal ini pengendali PID memiliki beberapa kelemahan, diantaranya yaitu adanya gangguan baru diketahui setelah pengukuran *output*, sehingga aksi kontrol baru bisa dilakukan setelah gangguan sudah mempengaruhi proses, hal ini tentu menjadi permasalahan yang signifikan apalagi untuk proses dengan *time delay* yang cukup besar. Selain itu, dengan adanya penundaan tersebut, aksi kontrol yang dilakukan bisa jadi sudah tidak sesuai dengan gangguan yang terjadi.

Salah satu struktur pengendali yang mampu memberikan response pengendalian yang baik pada proses dengan *time delay* yang besar adalah struktur pengendali *one degree of freedom Internal Model Control (1DoF-IMC)*. Pengendali 1DoF-IMC dikembangkan berdasarkan filosofi prinsip model internal, dimana jika kita memiliki data yang lengkap dan pasti mengenai proses yang akan dikendalikan maka kita akan memperoleh sebuah permodelan proses yang memungkinkan kita untuk mendapatkan pengendalian yang sempurna pada set point tracking. Pada prakteknya proses model tidak dapat mewakili keseluruhan proses yang akan dikendalikan dan system yang dikendalikan dapat saja mengalami penambahan gangguan yang tidak diinginkan. Sehingga pengendali 1DoF-IMC umumnya hanya dapat memberikan respon pengendalian yang bagus pada perubahan set point. Sedangkan jika ada *load* gangguan yang terjadi pada sistem maka respon pengendalian yang dihasilkan akan lebih lambat. Padahal pengaturan spesifikasi pengendalian standart menginginkan kondisi pengendalian *set point tracking* dan

disturbance rejection dapat dicapai secara bersamaan tanpa mengabaikan salah satunya (Seborg et al, 2004).

Untuk menutupi kekurangan ini, Horowitz (1963) mulai mengembangkan desain sistem pengendalian yang dapat memenuhi kondisi spesifikasi standart tersebut dengan strategi pengendalian *two degree of freedom* (2DoF). Desain struktur pengendali *two degree of freedom* memiliki kelebihan dibandingkan dengan sistem pengendali *one degree of freedom*. Pada desain struktur pengendali 2DoF dapat dilakukan pengendalian perubahan *set point* dan *disturbance rejection* secara terpisah sehingga proses berjalan dengan lebih maksimal.

Penelitian yang dilakukan oleh Zahrotul dan Amalia (2016), telah menunjukkan bahwa pengendali 2DoF IMC dapat memberikan respon yang baik terhadap pengendalian level dan temperatur pada sistem empat tangki (*Quadruple Tank System*) modifikasi III. Dengan kemampuan pengendali 2DoF IMC yang dapat mengendalikan perubahan *set point* dan *disturbance rejection* yang terjadi pada proses, mampu memberikan hasil yang lebih maksimal dalam pengendalian level dan temperatur. Akan tetapi, pengendali 2DoF IMC ini masih belum diaplikasikan pada sistem empat tangki (*Quadruple Tank System*) modifikasi I dan II.

Oleh karena itu dalam penelitian ini akan mempelajari dinamika dan pengendalian proses modifikasi I & II sistem empat tangki (*Quadruple Tank System*) dengan pengendali *two degree of freedom* IMC (2DoF-IMC) menggunakan *Ni Labview*.

I.2 Rumusan Masalah

Seperti dijelaskan pada bagian latar belakang bahwa pada sistem multivariabel, sistem kontrol akan berubah menjadi sangat kompleks, beberapa masalah untuk diselesaikan pada penelitian ini adalah :

1. Apakah dengan adanya modifikasi pada sistem empat tangki menjadikan proses memiliki time delay.
2. Bagaimana dinamika proses pada modifikasi I & II sistem empat tangki yang saling berinteraksi.

3. Bagaimana respon pengendalian pada sistem empat tangki dengan menggunakan pengendali PI - PID dan pengendali *Two Degree-of-freedom* IMC.

I.3 Batasan Masalah

Beberapa batasan masalah dalam penelitian ini antara lain :

1. Proses yang dipelajari adalah modifikasi I & II sistem empat tangki yang saling berinteraksi.
2. Model proses adalah sistem multivariabel 4x4.
3. Pengendali yang digunakan adalah *Proportional Integral* untuk level, *Proportional Integral Derivative* (PID) untuk suhu dan dibandingkan dengan *Two Degree-of-freedom* IMC.
4. Kestabilan proses dinamis ditinjau berdasarkan metode *Integral of The Absolute Value of the Error* (IAE).
5. Simulasi dengan menggunakan perangkat lunak Labview.

I.4 Tujuan Penelitian

Penelitian ini bertujuan untuk :

1. Membuat simulasi modifikasi I & II sistem empat tangki dengan menggunakan perangkat lunak Labview.
2. Menganalisa dinamika proses modifikasi I & II sistem empat tangki.
3. Mendapatkan perbandingan respon sistem pengendalian multi variabel antara pengendali PI - PID dengan pengendali *Two Degree-of-freedom* IMC.

I.5 Manfaat Penelitian

Penelitian ini diharapkan memiliki manfaat :

1. Dapat melakukan simulasi dengan model alat sederhana untuk mewakili proses multivariabel yang kompleks.
2. Mengetahui perbandingan sistem pengendali multi variabel PI - PID dengan sistem pengendali multi variabel *Two Degree-of-freedom* IMC.
3. Simulasi dapat dijadikan modul pelatihan pengendalian proses industri kimia.



BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

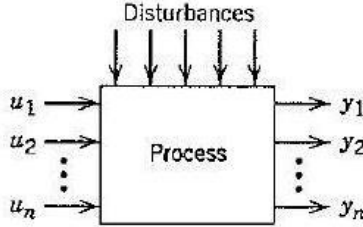
II.1 Sistem Multi-Input Multi-Output (MIMO)

Seborg pada tahun 2011 menyatakan bahwa dalam sebuah dinamika proses, seringkali ditemukan jumlah *controller variable* dan *manipulated variable* lebih dari satu. Hal ini dinamakan sistem *multi input multi output (MIMO)*. Karakteristik utama dari sistem pengendalian MIMO adalah adanya interaksi proses, dimana tiap *manipulated variable* dapat mempengaruhi semua *controlled variable*.

Proses pada industri kimia harus dijaga pada kondisi sesuai desainnya, untuk mengamankan dan menghasilkan produk yang diinginkan. Namun bukan hal yang mudah untuk dapat mengontrol seluruh kondisi operasi agar dapat memenuhi hasil yang diharapkan terutama dikarenakan adanya interaksi Antara variable yang dikontrol dimana pada banyak industry kimia memiliki interaksi (MIMO System), Multi Input Multi Output (Juwari, 2014).

Skema yang menunjukkan sistem pengendalian MIMO dapat dilihat pada Gambar II.1, dimana asumsi yang diambil adalah jumlah variabel yang dikendalikan (Y) sama dengan jumlah variabel yang dimanipulasi (U). Sistem pengendalian MIMO lebih kompleks daripada sistem pengendalian *single input single output (SISO)*, karena adanya interaksi proses yang terjadi antara *controlled variable* dan *manipulated variable*. Umumnya, perubahan dari variabel yang dimanipulasi, misalkan U_1 , akan mempengaruhi semua variabel yang dikendalikan Y_1, Y_2, \dots, Y_n . Karena ada interaksi proses, pemilihan konfigurasi pairing pengendali dari *controlled variable* dan *manipulated variable* yang paling efektif untuk skema *multiloop control* menjadi semakin sulit. Untuk permasalahan pengendalian dengan n variabel yang dikendalikan dan yang dimanipulasi, maka ada $n!$ kemungkinan

konfigurasi *multiloop control* (Seborg, D., 2011) yang ditunjukkan pada Gambar II.1.



Gambar II.1 Proses multivariabel dengan jumlah variabel manipulasi n dan jumlah variabel kontrol n .

Sistem pengendali 2×2 yang ditunjukkan oleh Gambar II.2, karena mempunyai 2 *controlled variable* dan 2 *manipulated variable*, maka memerlukan empat fungsi transfer proses untuk melengkapi karakteristik proses dinamik, yaitu:

$$\frac{Y_1(s)}{U_1(s)} = G_{11}(s) \quad \frac{Y_1(s)}{U_2(s)} = G_{12}(s) \quad (\text{II.1})$$

$$\frac{Y_2(s)}{U_1(s)} = G_{21}(s) \quad \frac{Y_2(s)}{U_2(s)} = G_{22}(s)$$

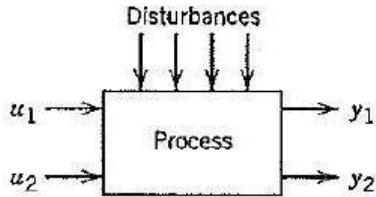
Dimana G_{ij} merupakan transfer fungsi yang menghubungkan variabel yang dimanipulasi U_i dengan variabel yang dikendalikan Y_j . Persamaan-persamaan simultan yang menghubungkan antara input dengan output diatas dapat dinyatakan dalam bentuk sebagai berikut :

$$Y_1(s) = G_{11}(s)U_1(s) + G_{12}(s)U_2(s) \quad (\text{II.2})$$

$$Y_2(s) = G_{21}(s)U_1(s) + G_{22}(s)U_2(s)$$

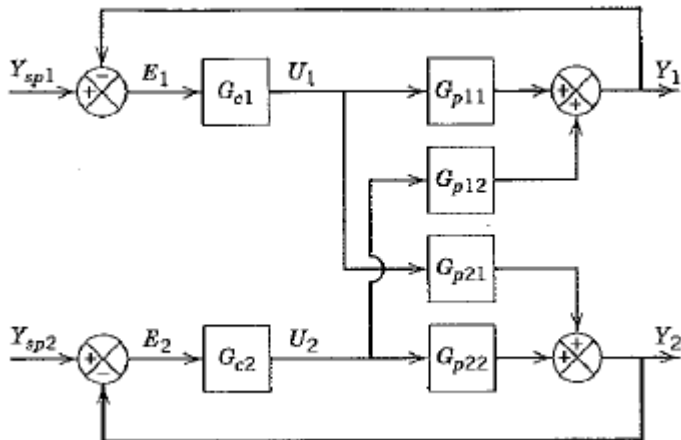
Atau dapat ditulis dalam bentuk matriks seperti berikut :

$$\begin{bmatrix} Y_1(s) \\ Y_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \end{bmatrix} \quad (\text{II.3})$$

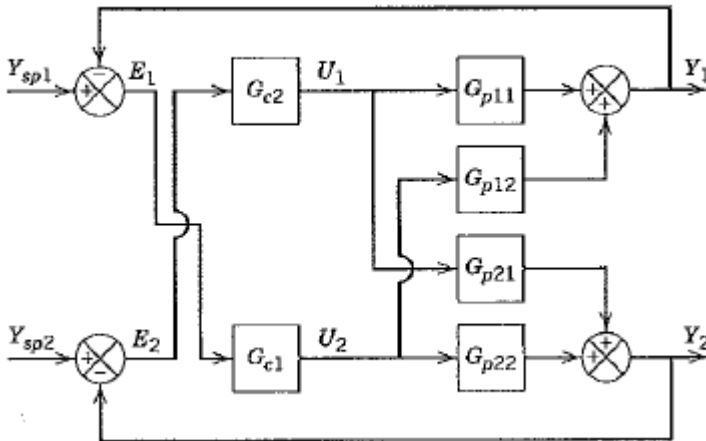


Gambar II.2 Proses multivariabel 2x2.

Struktur pengendalian *closed loop* untuk sistem 2x2 mempunyai dua alternatif pairing seperti yang ditunjukkan pada Gambar II.3 dan II.4. Pairing pertama adalah pairing 1-1/2-2 sebagaimana pada Gambar II.3



Gambar II.3 Blok diagram pairing 1-1/2-2 untuk sistem pengendalian 2x2.

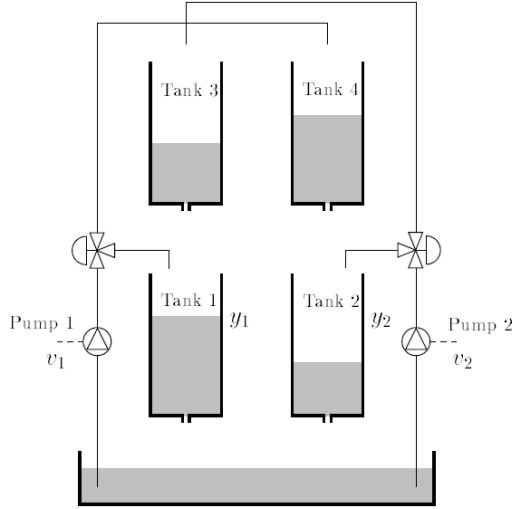


Gambar II.4 Blok diagram pairing 1-2/2-1 untuk sistem pengendalian 2x2.

Pada pairing 1-1/2-2, jika Y_1 menyimpang dari *set point*-nya (Y_{sp1}), maka *feedback* pengendali G_{c1} , akan melakukan aksi korektif dengan mengatur U_1 , agar Y_1 kembali pada Y_{sp1} . Tetapi U_1 mempengaruhi Y_2 melalui G_{21} , sehingga Y_2 menyimpang dari *set point*-nya (Y_{sp2}). Maka *feedback* pengendali G_{c2} akan mengatur U_2 untuk mengembalikan Y_2 pada *set point*-nya Y_{sp2} . Perubahan pada U_2 ini mempengaruhi Y_1 melalui G_{12} , sehingga Y_1 menyimpang dari *set point*-nya (Y_{sp1}), dan G_{c1} akan mengatur U_1 . Demikian seterusnya hingga dicapai kondisi *steady-state* yang baru.

II.2 Pengendalian Sistem Empat Tangki

Salah satu contoh sistem pengendalian dengan dua *controlled variable* dan dua *manipulated variable* adalah pada sistem *quadruple tank* yang ditunjukkan pada Gambar II.5 dibawah ini. Peralatan *quadruple tank* menggambarkan sebuah sistem multivariabel yang saling berinteraksi, yang dibangun dari dua proses tangki ganda biasa dengan sepasang valve untuk membagi aliran air dari pompa ke tangki yang berbeda, sistem ini dibuat untuk mengendalikan ketinggian air di kedua tangki bawah.



Gambar II.5 Skema Sistem Empat Tangki.

Persamaan nonlinier dari proses *quadruple tank* diturunkan dari neraca massa dan persamaan Bernoulli untuk masing-masing tangki, yaitu:

$$A_i \frac{dh_i}{dt} = -a_i \sqrt{2gh_i} + q_{in} \quad (\text{II.4})$$

Dimana A_i adalah luasan tangki, h_i ketinggian air, a_i luasan lubang keluar, g percepatan gravitasi dan q_{in} aliran masuk ke tangki. Masing-masing pompa memberikan aliran sebanding ke sinyal pengendalian.

$$q_{pump_i} = k_i u_i \quad (\text{II.5})$$

Dimana k_i konstanta pompa. Aliran dari pompa dibagi sesuai dengan dua parameter γ_1, γ_2 . Aliran ke tangki 1 adalah $\gamma_1 k_1 u_1$ dan aliran ke tangki 4 adalah $(1 - \gamma_1) k_1 u_1$. Secara simetris, aliran ke tangki 2 adalah $\gamma_2 k_2 u_2$ dan aliran ke tangki 3 adalah $(1 - \gamma_2) k_2 u_2$.

Ketinggian yang diukur adalah $y_1 = h_1$ dan $y_2 = h_2$. Dengan menganggap aliran masuk dan keluar tangki secara simultan, dinamika dari proses *quadruple tank* dapat ditunjukkan dari persamaan dibawah ini (Johansson, 1999) :

$$A_1 \frac{dh_1}{dt} = -a_1\sqrt{2gh_1} + a_3\sqrt{2gh_3} + \gamma_1 k_1 u_1 \quad (\text{II.6})$$

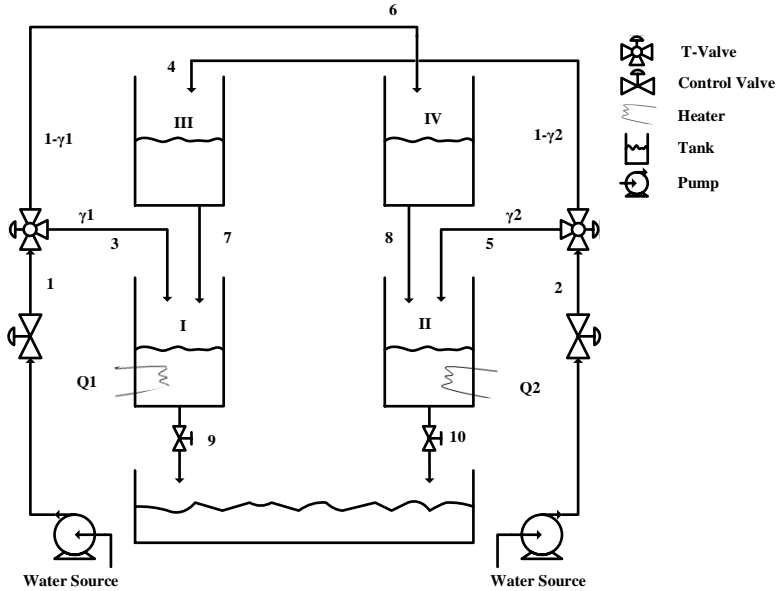
$$A_2 \frac{dh_2}{dt} = -a_2\sqrt{2gh_2} + a_4\sqrt{2gh_4} + \gamma_2 k_2 u_2 \quad (\text{II.7})$$

$$A_3 \frac{dh_3}{dt} = -a_3\sqrt{2gh_3} + (1 - \gamma_2)k_2 u_2 \quad (\text{II.8})$$

$$A_4 \frac{dh_4}{dt} = -a_4\sqrt{2gh_4} + (1 - \gamma_1)k_1 u_1 \quad (\text{II.9})$$

II.3 Modifikasi I Sistem Empat Tangki

Pada tahun 2014, Juwari melakukan usulan penelitian untuk melakukan modifikasi pada sistem empat tangki. Skema sistem dapat dilihat pada Gambar II.6, dengan penambahan *coil* pada tangki 1 dan 2. Pada modifikasi I, ditambahkan pipa untuk memberikan interaksi antara tangki 1 dan tangki 2. Interaksi tersebut akan memberikan hasil yang berbeda dibandingkan dengan Sistem Empat Tangki Tanpa Modifikasi.



Gambar II.6 Skema Modifikasi I Sistem Empat Tangki.

Neraca massa tangki 1 pada system empat tangki modifikasi 1 ditulis sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 A_1 \rho C \frac{d h_1 T_9}{dt} &= W_3 C (T_3 - T_{ref}) + W_7 C (T_7 - T_{ref}) + Q_1 - \\
 &W_9 C (T_9 - T_{ref}) \\
 A_1 \rho \left(h_1 \frac{dT_9}{dt} + T_9 \frac{dh_1}{dt} \right) &= W_3 T_3 + W_7 T_7 + \frac{Q_1}{C} - (W_3 + W_7) T_9
 \end{aligned} \tag{II.10}$$

Dimana :

$$A_1 \frac{dh_1}{dt} = a_3 \sqrt{2gh_3} + \gamma_1 k_1 u_1 - a_1 \sqrt{2gh_1} \tag{II.11}$$

Persamaan II.11 dapat disederhanakan menjadi:

$$\begin{aligned} \frac{dT_9}{dt} = & \frac{\gamma_1 k_1 u_1 T_3}{A_1 \rho h_1} + \frac{a_3 T_7 \sqrt{2gh_3}}{A_1 \rho h_1} + \frac{Q_1}{A_1 \rho C h_1} - \frac{a_1 \sqrt{2g}}{A_1 \rho \sqrt{h_1}} T_9 - \\ & \frac{A_3}{A_1 F_3} \frac{T_9 h_3}{h_1} - \frac{\gamma_1 k_1}{A_1} \frac{u_1 T_9}{h_1} + \frac{T_9}{F_1} \end{aligned} \quad (\text{II.12})$$

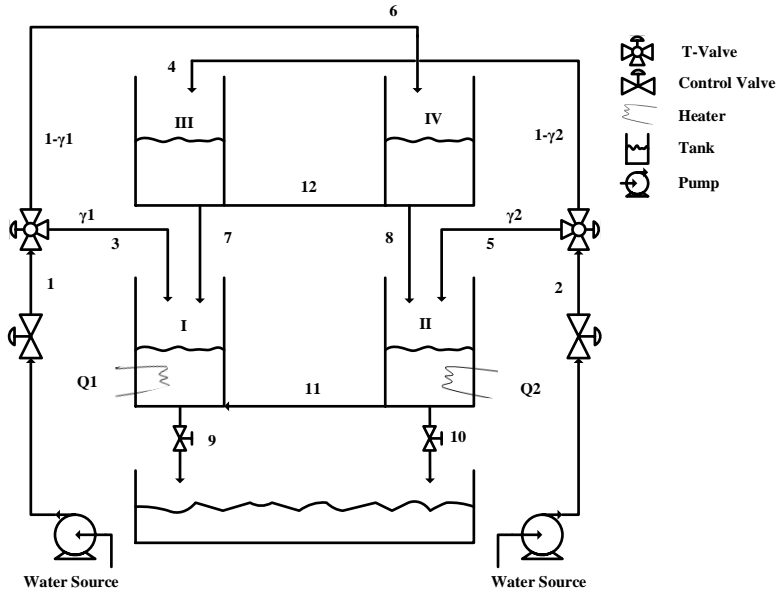
Dimana :

$$W_3 = \gamma_1 k_1 u_1, \quad W_7 = a_3 \sqrt{2gh_3}, \quad W_9 = a_1 \sqrt{2gh_1}$$

Level pada tangki 1 dipengaruhi oleh aliran dari tangki 3 (U1 yang dimanipulasi) dan aliran 7 (U2 yang dimanipulasi). Sementara itu temperature tangki 1 (T9) dipengaruhi oleh T3, T7, dan Q₁. Hal yang sama berlaku untuk tangki 2. Pada modifikasi 1 ini Q₁ tidak memberikan pengaruh pada tangki 2.

II.4 Modifikasi II Sistem Empat Tangki

Pada modifikasi II, ditambahkan pipa untuk memberikan interaksi antara tangki 1 dan tangki 2. Interaksi tersebut akan memberikan hasil yang berbeda dengan Sistem Empat Tangki Tanpa Modifikasi.



Gambar II.7 Skema Modifikasi II Sistem Empat Tangki.

Dari skema di atas, persamaan yang diaplikasikan adalah persamaan non-linier diturunkan dari neraca massa dan persamaan Bernoulli untuk masing-masing tangki, yaitu:

$$A_i \frac{dh_i}{dt} = -a_i \sqrt{2gh_i} + q_{in} \quad (\text{II.13})$$

$$q_{\text{pump}_i} = k_i u_i \quad (\text{II.14})$$

Sehingga diperoleh persamaan untuk masing-masing tangki adalah sebagai berikut :

$$A_1 \frac{dh_1}{dt} = -a_5\sqrt{2g(h_1 - h_2)} - a_1\sqrt{2gh_1} + a_1\sqrt{2gh_3} + \gamma_1 k_1 u_1 \quad (\text{II.15})$$

$$A_2 \frac{dh_2}{dt} = -a_6\sqrt{2g(h_1 - h_2)} - a_2\sqrt{2gh_2} + a_2\sqrt{2gh_4} + \gamma_2 k_2 u_2 \quad (\text{II.16})$$

$$A_3 \frac{dh_3}{dt} = -a_3\sqrt{2gh_3} + (1 - \gamma_2)k_2 u_2 \quad (\text{II.17})$$

$$A_4 \frac{dh_4}{dt} = -a_4\sqrt{2gh_4} + (1 - \gamma_1)k_1 u_1 \quad (\text{II.18})$$

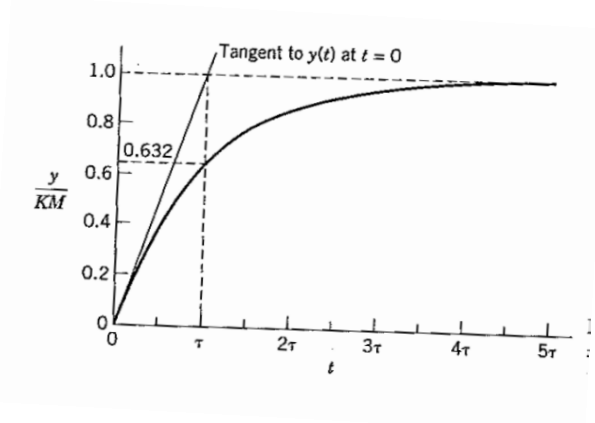
II.5 Step Test

Seborg pada tahun 2011 menuliskan bahwa Ziegler dan Nichols mengusulkan teknik tuning berdasarkan step test. Prosedur percobaannya sangat sederhana. Setelah proses mencapai keadaan steady state, atau setidaknya mendekati stabil, pengendali di set secara manual. Sedikit perubahan step dilakukan (3-5%). Setting pengendali dilakukan berdasarkan pada kurva proses, pada keadaan open loop. Sehingga, teknik tuning ini dinyatakan sebagai metode step test atau metode kurva proses.

Plot dari respon proses terhadap perubahan step input dinyatakan sebagai kurva proses. Jika proses dapat didekati dengan model linear orde satu atau orde dua, maka parameter model dapat diperoleh dari identifikasi kurva reaksi. Sebagai contoh, proses orde satu dalam variabel deviasi,

$$\tau \frac{dy}{dt} + y = Ku \quad (\text{II.19})$$

Pada saat sistem dalam keadaan steady state, dengan $u(0)=0$ dan $y(0)=0$. Jika input u secara tiba-tiba dirubah dari 0 ke M pada waktu $t=0$, kemudian normalisasi step respon seperti ditunjukkan pada gambar II.7. Respon $y(t)$ mencapai 63,2 % pada nilai saat $t=\tau$.



Gambar II.8 Step respon sistem orde satu dan estimasi konstanta (τ).

Untuk menjelaskan dinamika proses orde lebih tinggi yang tidak sesuai dengan proses orde satu, maka istilah time delay diikutsertakan. Modifikasi ini dapat meningkatkan kesesuaian antara model dengan proses percobaan. Penyesuaian model first order plus time delay (FOPTD), terhadap perubahan step dilakukan dengan tahapan berikut :

1. Gain proses K didapat dengan menghitung rasio perubahan steady state (y) dengan besarnya perubahan step (M).
2. Garis tangen terletak pada titik belok respon step. Titik potong garis tangen dan sumbu $x(t)$ merupakan time delay (θ).
3. Garis tangen memotong garis lurus respon steady state ($y=KM$), maka titik potong tegak lurus dengan sumbu x merupakan $t = \theta + \tau$. Sehingga nilai τ didapatkan dengan mengurangnya terhadap nilai θ .

II.6 Analisis Interaksi

Pada tahun 1989, Luyben menjelaskan kompleksitas dalam sistem pengendalian *multiloop* adalah karena adanya interaksi antar *loop* dalam proses yang dikendalikan. Salah satu metode analisis interaksi berdasarkan informasi *steady state* adalah dengan metode *Relative Gain Array* (RGA).

II.6.1 Relative Gain Array (RGA)

Relative Gain Array (RGA) pertama kali dikenalkan oleh Bristol, dan menjadi metode pengukuran interaksi yang paling utama dan paling luas digunakan. Hal ini dikarenakan perhitungan RGA mudah digunakan, hanya membutuhkan informasi *steady state gain* proses saja. RGA merupakan *square matrix* Λ dengan elemen-elemen λ_{ij} , dimana λ_{ij} merupakan perbandingan *steady-state gain* antara variabel yang dikendalikan ke- i dengan variabel yang dimanipulasi ke- j ketika semua variabel termanipulasi lainnya konstan, dibagi dengan *steady state gain* antara kedua variabel tersebut diatas ketika semua variabel kontrol yang lain konstan.

$$\lambda_{ij} = \frac{\text{Gain loop terbuka}}{\text{Gain loop tertutup}} \quad (\text{II.20})$$

Secara matematis, *relative gain* dinyatakan sebagai :

$$\lambda_{ij} = \frac{\left[\left(\frac{\Delta H_i}{\Delta U_j} \right)_{\Delta U_{k=0}} ; k \neq j \right]}{\left[\left(\frac{\Delta H_i}{\Delta U_j} \right)_{\Delta U_{k=0}} ; k \neq i \right]} \quad (\text{II.21})$$

II.6.2 Sifat-Sifat RGA

Ogunnaike dan Ray tahun 1994 menuliskan beberapa sifat penting dari RGA yang berhubungan dengan pengendalian *loop* dalam sistem multivariabel antara lain :

1. Elemen RGA dalam tiap baris ataupun tiap kolom jika dijumlahkan bernilai 1.

$$\sum_{i=1}^n \lambda_{ij} = \sum_{j=1}^n \lambda_{ij} = 1 \quad (\text{II.22})$$

2. λ_{ij} adalah satuan tak berdimensi, oleh karena itu tidak ada harga mutlak dari *controlled variable* maupun *manipulated variable* yang mempengaruhi.
3. Nilai λ_{ij} adalah pengukuran interaksi *steady state* di *loop i* dalam sistem multivariabel, jika output Y_i dipairingkan dengan U_j .
4. Jika K_{ij} merupakan *gain loop* terbuka antara Y_i dan U_j , maka *gain loop* tertutup antara Y_i dan U_j adalah $1/\tilde{K}_{ij}$ dimana \tilde{K}_{ij} adalah elemen dari transpose matriks dari inverse matriks \mathbf{K} . Sehingga elemen-elemen RGA dapat dinyatakan sebagai :

$$\lambda_{ij} = K_{ij} \tilde{K}_{ij} \quad (\text{II.23})$$

5. Jika λ_{ij} negatif, menunjukkan situasi *loop i* dengan semua *loop* terbuka, akan menghasilkan perubahan respon output Y_i dan input U_j berlawanan arah saat *loop* yang lain tertutup. Sedemikian hingga pairing input/output potensial untuk tidak stabil dan harus dihindari.

Ada dua cara yang digunakan dalam penghitungan RGA untuk sistem linier persegi yang memiliki fungsi transfer matriks $G(s)$, yaitu metode prinsip pertama dan metode matriks. Untuk metode matriks, jika K adalah matriks gain *steady state* dari fungsi transfer matriks $G(s)$,

$$\lim_{s \rightarrow 0} G(s) = K \quad (\text{II.24})$$

dimana tiap elemennya adalah K_{ij} , dan jika R adalah matriks transpose dari inverse matriks gain *steady state*,

$$R = (K^{-1})^T \quad (\text{II.25})$$

dengan elemennya adalah r_{ij} . Sangat memungkinkan untuk menunjukkan tiap elemen RGA dapat ditentukan dari perkalian tiap elemen dua matriks ini.

$$\lambda_{ij} = K_{ij} \cdot r_{ij} \quad (\text{II.26})$$

Untuk sistem pengendalian 2x2, *gain steady state* matriksnya adalah :

$$K = \begin{bmatrix} K_{11} & K_{12} \\ K_{21} & K_{22} \end{bmatrix} \quad (\text{II.27})$$

Dan dari perkalian tiap elemen dengan matriks transpose dari inverse matriks K didapatkan :

$$\lambda_{11} = \frac{1}{1 - \frac{K_{12}K_{21}}{K_{11}K_{22}}} \quad (\text{II.28})$$

$$\lambda_{11} = \frac{K_{11}K_{22}}{K_{11}K_{22} - K_{12}K_{21}} \quad (\text{II.29})$$

II.6.3 Interpretasi Harga Elemen RGA

Ogunnaike dan Ray (1994) memberikan interpretasi fisik dari harga elemen-elemen *Relative Gain Array*, dan penggunaannya untuk menentukan konfigurasi pengendalian dengan interaksi *loop* minimum. Ada lima klasifikasi yang dapat digunakan untuk menginterpretasikan harga elemen RGA yang berhubungan interaksi *loop*, antara lain :

1. $\lambda_{ij} = 1$, menunjukkan *gain loop* terbuka antara Y_i dan U_j identik dengan *gain loop* tertutup. Implikasinya, *loop i* tidak akan mengalami aksi balik dari *loop* yang lain ketika *loop-loop* tersebut ditutup, oleh karena itu U_j dapat mengatur Y_i tanpa dipengaruhi oleh *loop* yang lain. Sehingga pairing Y_i dan U_j akan ideal.
2. $\lambda_{ij} = 0$, menunjukkan *gain loop* terbuka antara U_j dan Y_i adalah nol. Artinya U_j tidak memiliki pengaruh langsung pada Y_i . Maka Y_i dan U_j tidak dapat dipairing, dan lebih baik U_j dipairing dengan output lainnya yang lebih menguntungkan, karena paling tidak Y_i akan terbebas dari interaksi *loop* ini.
3. $0 < \lambda_{ij} < 1$, menunjukkan *gain loop* terbuka antara U_j dan Y_i lebih kecil daripada *gain loop* tertutup. Karena *gain loop* tertutup

adalah jumlah dari *gain loop* terbuka dari efek aksi balik dari *loop* lain, maka :

- a. *Loop* dapat dipastikan berinteraksi, tetapi
- b. Efek aksi balik dari *loop* lain memiliki arah yang sama dengan efek utama U_j terhadap Y_i .

Jika $\lambda_{ij} = 0.5$, efek utama U_j terhadap Y_i tepat sama dengan efek aksi balik yang timbul dari *loop* lain. Jika $\lambda_{ij} > 0.5$, efek aksi balik dari *loop* lain lebih kecil daripada efek utama U_j terhadap Y_i . Jika $0 < \lambda_{ij} < 0.5$, efek aksi balik dari *loop* lain lebih dominan dari pada efek utama U_j terhadap Y_i . Bila dimungkinkan pairing dengan $\lambda_{ij} \leq 0.5$ harus dihindari.

4. $\lambda_{ij} > 1$, menunjukkan *gain loop* terbuka lebih besar daripada *gain loop* tertutup. Efek balik dari *loop* lain yang berinteraksi berlawanan arah dengan efek utama, dengan kata lain mereduksi *gain loop* ketika *loop-loop* lain tertutup, namun efek utama U_j terhadap Y_i masih lebih dominan. Jika λ_{ij} besar, maka *gain* pengendali pada *loop i* pada kondisi *loop* lain tertutup harus jauh lebih besar daripada kondisi *loop* terbuka. Sehingga *loop i* bisa tidak stabil ketika *loop* lain dibuka. Maka bila mungkin pairing dengan λ_{ij} yang besar harus dihindari.
5. $\lambda_{ij} < 0$, menunjukkan *gain loop* terbuka dan *gain loop* tertutup memiliki arah yang berlawanan. Efek aksi balik dari *loop* lain yang berinteraksi bukan hanya berlawanan arah dengan efek utama, namun juga lebih dominan. Ini menunjukkan situasi yang berbahaya, sebab jika *loop* ini terbuka maka *loop i* akan tidak stabil. Maka, pairing dengan λ_{ij} negatif harus dihindari.

Menurut Seborg (2011), Secara umum harga λ_{ij} semakin mendekati nilai 1, maka respon Y_i pada kondisi *loop* terbuka pada kondisi *loop* tertutup perbedaannya akan semakin kecil. Artinya interaksi yang terjadi semakin kecil, sehingga metode RGA menganjurkan untuk memilih variabel-variabel yang memiliki harga elemen RGA yang positif dan mendekati 1.

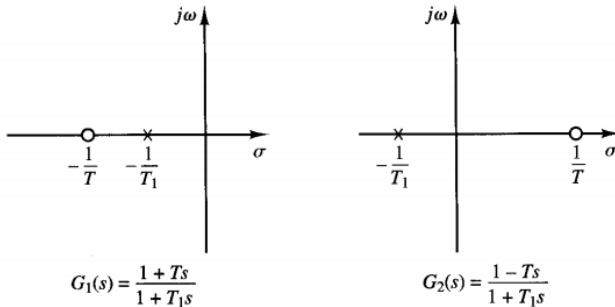
II.6.4 Sistem Fase Minimum dan Non-Minimum

Fungsi transfer dapat dituliskan dalam bentuk fungsi rasional sebagai berikut :

$$P(s) = \frac{N(s)}{D(s)} = \frac{b_0 s^m + b_1 s^{m-1} + \dots + b_m}{s^n + a_1 s^{n-1} + \dots + a_n} \quad (\text{II.31})$$

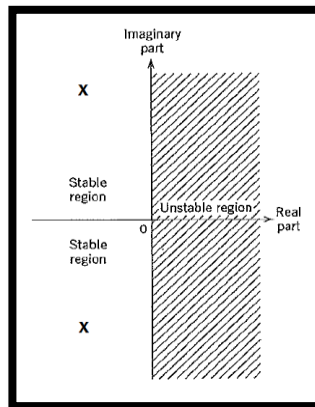
Dengan pembilang $N(s)$ dan penyebut $D(s)$. Pole dari sistem $P(s)$ didefinisikan sebagai akar dari persamaan $D(s) = 0$. Jika nilai real dari akar persamaannya ada yang positif, sistem tersebut tidak stabil, sedangkan jika semua akar persamaannya bernilai negatif, sistem tersebut merupakan sistem yang stabil. Sedangkan *zero*, dari sistem $P(s)$ didefinisikan sebagai akar dari persamaan $N(s) = 0$.

Dari pole dan zero dari suatu sistem. Sistem dapat dibedakan menjadi minimum-phase system dan nonminimum phase system. Suatu sistem dikatakan minimum-phase system jika fungsi transfernya tidak memiliki pole atau zero yang bernilai positif, sedangkan suatu sistem disebut sebagai nonminimum-phase system jika memiliki pole atau zero yang bernilai positif (Ogata, 1997).



Gambar II.9 Bidang *s-plane*

Sistem Fasa Minimum merupakan sistem dengan fungsi alih yang tak memiliki pole ataupun zero pada daerah tak stabil bidang-s. Sistem Fasa Non-Minimum merupakan sistem dengan fungsi alih yang memiliki pole dan / atau zero pada daerah tak stabil bidang-s.



Gambar II.10 Struktur *s-plane region*

Nilai γ berhubungan langsung dengan zeros, sehingga akan membedakan zero plot pada s-plane. Zero plot untuk fasa minimum berada di sebelah kiri s-plane, sedangkan zero plot untuk fasa non minimum berada di sebelah kiri dan kanan s-plane.

II.7 Controller

II.7.1 Proportional Controller

Salah satu pengendali yang digunakan dalam sistem empat tangki yang saling berinteraksi adalah *Proportional Controller* yang menggunakan parameter K_c . Respon untuk pengendali *Proportional* selalu menghasilkan *offset*, sehingga tidak bisa mencapai *set point* yang diinginkan.

Luyben pada tahun 1989 menuliskan setting parameter pengendali menggunakan metode Ziegler Nichols (oleh J. G. Ziegler dan N. B. Nichols), merupakan sebuah metode standard

dalam sistem pengendalian. Metode ini mudah digunakan dan memberikan hasil yang sesuai untuk beberapa *loop*. Akan tetapi metode ini cenderung menghasilkan respon yang *underdamped* untuk kebanyakan proses pengendalian. Dalam metode Ziegler Nichols yang pertama dicari adalah harga *ultimate gain* (K_u), nilai gain saat *loop* mencapai batas stabilitasnya, dengan pengendali *feedback proportional* (*P-Only*). Dimana untuk pengendali *P-Only* harga K_c setelah tuning merupakan setengah dari harga K_c sebelumnya, atau :

$$K_{Czn} = 0.5 * K_C \quad (II.32)$$

II.7.2 *Proportional Integral Derivative* (PID) Controller

Pengendali yang digunakan dalam sistem empat tangki yang saling berinteraksi pada penelitian ini adalah *Proportional Integral Derivative Controller*, satu-satunya strategi yang paling banyak diadopsi pada pengontrolan variabel proses di industri. Setiawan pada tahun 2008 melakukan survey, 97% industri yang bergerak dalam bidang proses (seperti industri kimia, pulp, makanan, minyak dan gas) menggunakan PID sebagai komponen utama dalam pengontrolannya. Kepopuleran PID sebagai komponen kontrol proses dilatarbelakangi terutama oleh kesederhanaan struktur serta kemudahan dalam melakukan tuning parameter kontrolnya.

Menurut Seborg (2011), pada umumnya pengendali PID ini menghasilkan *offset* yang lebih kecil dibandingkan dengan pengendali P tetapi memiliki *overshoot* yang cukup besar. Karena di dalam pengendali ini terdapat penambahan action sehingga dihasilkan respons yang lebih mendekati set point, yaitu :

$$p(t) = \bar{p} + K_c \left[e(t) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t e(t^*) dt^* + \tau_D \frac{de(t)}{dt} \right] \quad (II.33)$$

Setting parameter pengendali didapatkan dengan menggunakan metode Ziegler Nichols (oleh J. G. Ziegler dan N. B. Nichols), merupakan sebuah metode standar dalam sistem pengendalian. Metode ini mudah digunakan dan memberikan hasil

yang sesuai untuk beberapa loop. Dimana untuk pengendali PID harga K_c setelah tuning merupakan 0,6 dari harga K_c sebelumnya :

$$K_c = 0,6K_{cu} \quad (\text{II.34})$$

$$\tau_I = \frac{P_u}{2} \quad (\text{II.35})$$

$$\tau_D = \frac{P_u}{8} \quad (\text{II.36})$$

Ogunnaike dan Ray pada tahun 1994 membahas sistem multiloop, tuning pengendali lebih sulit dilakukan karena adanya interaksi antar *control loop*. Karena Ziegler Nichols hanya berfungsi dengan baik untuk pengendali individual pada *single loop*, maka perlu dilakukan *detuning* pengendali dengan cara yang disarankan oleh Mc Avoy. Gain pengendali harus dikurangi dengan menggunakan harga relative gainnya, yang secara matematis ditulis :

$$K_{ci} = \begin{cases} (\lambda - \sqrt{\lambda^2 - \lambda}) * K_{CZN}, & \lambda > 1.0 \\ |\lambda + \sqrt{\lambda^2 - \lambda}| * K_{CZN}, & \lambda < 1.0 \end{cases} \quad (\text{II.37})$$

Dalam proses pengendalian biasanya juga digunakan beberapa metode *tuning* selain dengan menggunakan metode Ziegler-Nicholes dan *Mc Avoy* untuk memperoleh setting parameter pengendalian. Metode tersebut disarankan oleh Luyben, yaitu *Biggest Log-Modulus* (BLT) *tuning*. Salah satu cara untuk mengimbangi interaksi loop adalah dengan menggunakan faktor detuning untuk setiap control loop. Jika sebuah model proses MIMO tersedia, beberapa skema detuning untuk pengendali PI yang terdesentralisasi juga tersedia berdasarkan analisis domain frekuensi. Metode yang Mungkin paling dikenal adalah metode Biggest log modulus (BLT) yang diusulkan oleh Luyben (Luyben, 1996). Dalam metode BLT, pada pengendali PI pertama kali dirancang menggunakan aturan Ziegler-Nichols (ZN) tuning, kemudian faktor detuning digunakan untuk semua loop. Faktor detuning disesuaikan, bahwa BLT adalah sebuah ukuran seberapa jauh sistem ini dari ketidakstabilan closed loop, memiliki nilai

tertentu. Metode ini memberikan pengaturan kontroler awal yang wajar dengan menjamin kestabilan closed-loop.

Metode ini seharusnya dilihat seperti metode Ziegler-Nichols SISO klasik. Metode ini memberikan pengaturan yang wajar yang memberikan awal titik untuk tuning lebih lanjut dan patokan untuk studi banding. BLT tala melibatkan empat langkah berikut:

1. Menghitung setting parameter dengan metode Ziegler-Nichols untuk setiap loop. Gain utama dan frekuensi tertinggi ω_u , masing-masing fungsi transfer diagonal $G_{jj}(s)$ dihitung dengan cara SISO klasik. Untuk melakukan perhitungan numeric ini, nilai frekuensi ω_u bisa diduga (trial error). Sudut fase dihitung, dan frekuensi bervariasi untuk menemukan titik di mana plot Nyquist $G_{jj}(i\omega)$ melewati sumbu negatif (sudut fase adalah -180°). Frekuensi di mana ini terjadi adalah ω_u . Kebalikan dari bagian nyata dari $G_{jj}(i\omega)$ adalah *ultimate gain*.
2. Sebuah detuning faktor F diasumsikan. F harus selalu lebih besar dari 1. Nilai terbaiknya adalah antara 1,5 dan 4. Perolehan dari semua *feedback controller* K_{ci} dihitung dengan membagi Ziegler-Nichols Gain K_{ZNi} oleh faktor F .

$$K_{ci} = \frac{K_{ZNi}}{F} \quad (\text{II.38})$$

Dimana : $K_{ZNi} = \frac{K_{Ui}}{2,2}$

Kemudian τ_{li} dihitung dengan cara mengalikan τ_{ZNi} dari perhitungan Ziegler-Nichols oleh faktor F yang sama.

$$\tau_{li} = \tau_{ZNi} \times F \quad (\text{II.39})$$

Dimana : $\tau_{ZNi} = \frac{2\pi}{1,2 \omega_{ui}}$

Faktor F dapat dianggap sebagai faktor detuning yang berlaku untuk semua loop. Semakin besar nilai F , system akan lebih stabil tetapi akan lebih lambat dalam mencapai setpoint. Metode ini menghasilkan pengaturan yang memberikan alasan yang masuk akal antara stabilitas dan kinerja dalam sistem multivariabel.

3. Menggunakan nilai F yang ditrial eror dan menghasilkan pengaturan pengendalian, sebuah plot Nyquist yang

multivariable dari fungsi skalar $W_{(i\omega)} = -1 + \text{Det} [I G_M(i\omega) B_{(i\omega)}]$ terbentuk. Semakin dekat jarak garis ini ke titik $(-1,0)$, semakin dekat sistem ini terhadap ketidakstabilan. Oleh karena itu kuantitas $W/(1+W)$ akan mirip dengan fungsi transfer *closedloop servo* untuk loop SISO $G, B/(1 + G, B)$. Oleh karena itu, berdasarkan intuisi dan alasan yang empiris, kami mendefinisikan sebuah *closed loop* multivariabel log modulus L_{cm} ,

$$L_{cm} = 20 \log_{10} \left| \frac{W}{1+W} \right| \quad (\text{II.40})$$

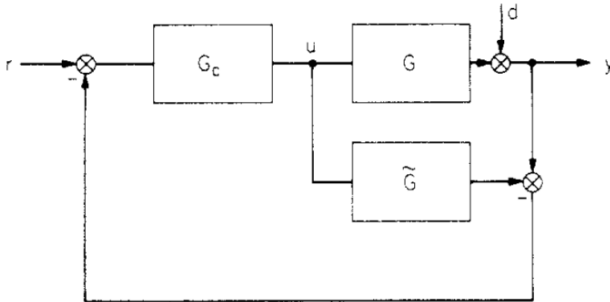
Puncak dalam plot L_{cm} di seluruh rentang frekuensi adalah *Biggest Log Modulus*, L_{cm}^{max} .

4. Faktor F yang bervariasi hingga L_{cm}^{max} sama dengan $2N$, di mana N adalah urutan sistem. Untuk $N = 1$, kasus SISO, diperoleh +2 dB maksimum untuk kriteria log modulus pada sistem *closed loop*. Untuk sistem 2×2 , nilai +4 dB dari L_{cm}^{max} digunakan, untuk 3×3 , 6 dB, dan seterusnya. Kriteria yang secara empiris ditentukan ini telah diuji pada sejumlah besar kasus dan memberikan kinerja yang masuk akal, yang sedikit konservatif.

II.7.3 Internal Model Control

Garcia dan Morari pada tahun 1982 melakukan penelitian terhadap Metode desain pengendali dengan metode IMC (*internal model control*) diprakarsai oleh Garcia dan Morari beserta rekannya. Metode IMC ini didasarkan pada asumsi model proses dan mengarahkan pada ekspresi analitis untuk mengatur parameter *controller*.

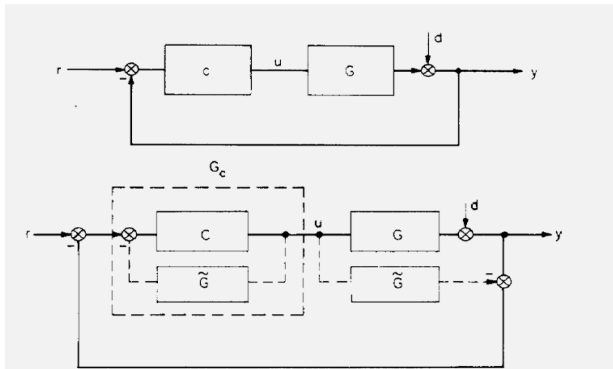
Struktur atau blok diagram untuk IMC ditunjukkan pada Gambar II.8, dimana G , \hat{G} , dan G_c menunjukkan, berturut-turut, proses, model proses, dan *controller*.



Gambar II.11 Struktur IMC.

Jika disamakan seperti bentuk blok diagram *feedback controller* biasa, seperti pada Gambar II.9, maka :

$$C = (1 - G_c \tilde{G})^{-1} G_c \quad (\text{II.41})$$



Gambar II.12 (atas) Struktur klasik *feedback*. (bawah) IMC.

Ogunnaike dan Ray (1994) menuliskan bahwa dengan penambahan 2 model blok dijadikan bentuk ekuivalen terhadap struktur IMC Kesamaan pada 2 struktur tersebut menunjukkan bahwa apa yang bisa menggunakan *feedback controller* biasa, meliputi sistem pengendalian, pasti juga bisa menggunakan IMC begitu juga sebaliknya. Bagaimanapun juga, lebih mudah mendesain G daripada C , dimana C adalah controller pada sistem *feedback* biasa,. Hal tersebut didasarkan pada beberapa alasan dan semuanya dicakup dalam 3 properti dasar dari struktur IMC (Ogunnaike, 1994).

- a. **Stabilitas Closed-Loop.** Menganggap bahwa model dari suatu proses di suatu unit *perfect* atau sempurna ($\tilde{G} = G$), stabilitas dari proses tersebut dan *controller* ditunjukkan dengan stabilitas *closed loop*. Persamaan II.30 dapat diterapkan sebagai parameter stabil dari *controller* klasik C dimana agar controller memenuhi spesifikasi desain.
- b. **“Perfect” Control.** Anggap bahwa fungsi transfer *controller* $G_c = \tilde{G}^{-1}$ menghasilkan struktur IMC yang stabil, kontrol yang sempurna dapat dicapai, dan bisa mengatasi perubahan pada *set point* disamping *disturbance* dan eror dari pemodelan.
- c. **“Offset-free” Control.** Untuk nilai G_c sembarang dengan $G_c(0) = \tilde{G}(0)^{-1}$ menghasilkan struktur IMC yang stabil, eror = 0 (control tanpa *off set*) jika *set point* dan *disturbance* konstan.

Properti ke-2 menyarankan penggunaan $G_c = \tilde{G}^{-1}$ sebagai *controller* pada IMC model. akan tetapi, pilihan tersebut tidak bisa diterapkan karena 3 alasan berikut :

1. Ketika \tilde{G} memiliki *right half plane* (RHP) pada zeros, akar pada pembilang, maka \tilde{G}^{-1} memiliki RHP pada pole. Hal tersebut membuat sistem tidak stabil dan P1 dilanggar.
2. Ketika *time delay* terdapat dalam fungsi transfer \tilde{G} , prediksi elemen kontrol didasarkan pada nilai \tilde{G}^{-1} , perwujudan elemen kontrol tersebut tidak bisa dilakukan.
3. Penggunaan \tilde{G}^{-1} sebagai *controller* akan menghasilkan nilai *gain* yang tinggi.

Cheng Ching Yu pada tahun 2006 menuliskan prosedur berikut untuk mencari parameter desain *controller* dengan metode IMC :

1. Ditetapkan bahwa fungsi transfer model proses dinyatakan sebagai \tilde{G}
2. Memfaktorkan menjadi \tilde{G}_- dan \tilde{G}_+ . *Dead time* dan RHP zeros dimasukkan dalam \tilde{G}_- .
3. Mendesain *controller* dari IMC dengan rumus $G_c = \tilde{G}_-^{-1}f$, dimana f filter lewatan rendah (*low pass filter*) dengan nilai *gain*, $K = 1$. f memiliki nilai berikut :

$$f = \frac{1}{(\tau_c s + 1)^r} \quad (\text{II.42})$$

Dimana τ_c adalah parameter tuning sesuai pengguna.

4. Mentransform fungsi transfer IMC $G_c(s)$ ke bentuk *controller* $K(s)$ sebagaimana struktur pengendali *feedback* konvensional.

$$K(s) = G_c(1 - \tilde{G}G_c) \quad (\text{II.43})$$

Nilai r pada f biasanya digunakan $r = 1$

Menurut Seborg (2011), pemilihan nilai τ_c merupakan keputusan kunci dalam desain pengendali berdasarkan model proses. Secara umum, naiknya nilai τ_c menghasilkan pengendali yang lebih konservatif atau kurang sensitif karena nilai K_c turun ketika nilai τ_c naik. Beberapa pedoman dalam penentuan nilai τ_c sebagai berikut (Seborg, 2011):

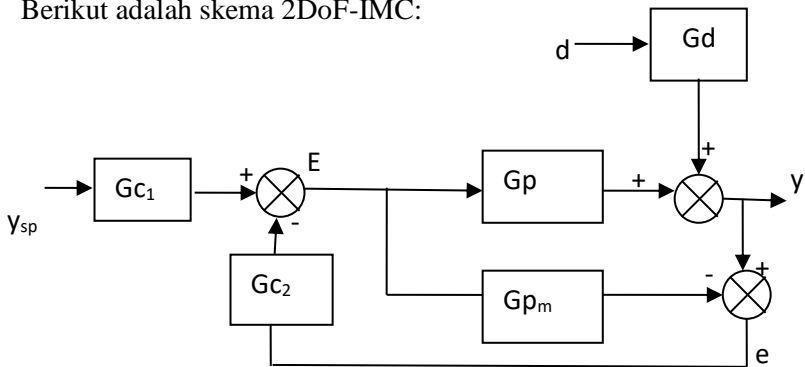
1. $\tau_c/\theta > 0,8$ dan $\tau_c > 0,1\tau$ (Rivera et al., 1986)
2. $\tau > \tau_c > \theta$ (Chien dan Fruehauf, 1990)
3. $\tau_c = \theta$ (Skogestad, 2003)

II.7.4 Two Degree-of-freedom IMC

Spesifikasi pengaturan pengendalian standart umumnya menginginkan hasil yang bagus pada pengendalian perubahan set point dan penghilangan gangguan proses (*disturbance rejection*). Sayangnya pada pengendali conventional 1DoF hanya dapat mengatur 1 parameter pengendalian. Jika parameter yang diinginkan ditetapkan untuk mengatur pengendalian set point tracking maka diperoleh respon yang lambat pada penolakan

gangguan, begitu pula sebaliknya. Hal ini mengakibatkan sulitnya tercapai pengendalian yang stabil dan robust secara bersamaan antara pengendalian set point tracking dan penolakan gangguan. Untuk kebanyakan pengendalian single loop, penolakan gangguan lebih diutamakan untuk dicapai terlebih dahulu dibandingkan dengan pengendalian perubahan set point (Seborg et al., 2011). Untuk menutupi kekurangan tersebut telah dikembangkan sebuah strategi pengendalian sederhana yang digunakan untuk mengatur set point dan menghilangkan gangguan pada proses secara terpisah tanpa saling mempengaruhi. Metode ini disebut dengan strategy pengendalian two degree of freedom (2DoF) (Araki dan Taguchi, 2003).

Morari dan Zafiriou (1989) mencoba mengatasi masalah tersebut dengan mengembangkan Two Degree of Freedom-Internal Model Control (2DoF-IMC). Yang dimaksud dengan two degree of freedom controller disini adalah strategi kontrol dimana memungkinkan untuk mendesain pengendali secara terpisah untuk setpoint tracking dan disturbance rejection (Goodwin et al., 2001). Berikut adalah skema 2DoF-IMC:



Gambar II.13 Struktur Two Degrees of Freedom Internal Model Control.

Pada Gambar II.10 terlihat bahwa pada 2DoF-IMC pengendali setpoint (G_{c1}) didesain secara openloop dan pengendali

gangguan (G_{c2}) didesain secara feedback. Algoritma G_{c1} dan G_{c2} dirumuskan sebagai berikut:

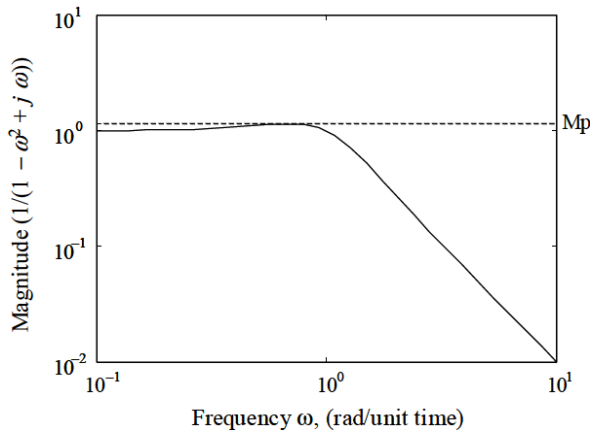
$$G_{c1} = \frac{1}{k} \frac{\tau s + 1}{\lambda_1 s + 1} \quad (\text{II.44})$$

$$G_{c2} = G_{c1} \frac{1}{k} \frac{\tau s + 1}{\lambda_2 s + 1} \quad (\text{II.45})$$

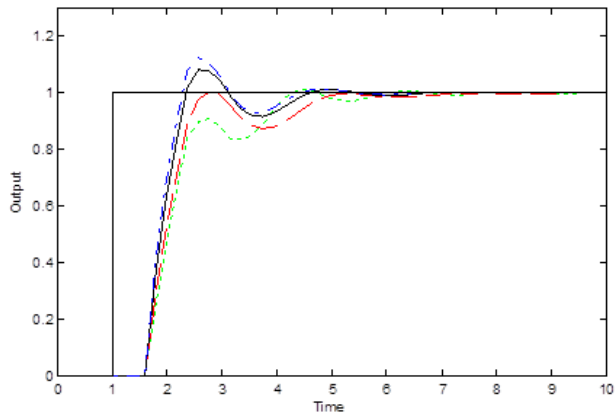
Dimana k adalah gain proses, τ adalah time constant proses dan α adalah parameter untuk pengendali gangguan (G_{c2}). Parameter-parameter tersebut akan dapat dengan mudah didapat apabila tidak ada error pada model. Namun, apabila model yang dibuat memiliki ketidak-tetapan, maka semua model yang dirumuskan akan selalu mengandung ketidak-akuratan dan setting parameter-parameter tersebut akan menjadi lebih sulit. Sumber ketidak-tetapan tersebut dapat berupa variasi parameter asli yang mempengaruhi kondisi operasi di pabrik, proses yang memang memiliki sifat nonlinear, ataupun perbedaan kondisi nyata dengan model matematika yang dibuat. Oleh karena itu, beberapa peneliti mencoba mengembangkan metode tuning yang juga dapat memberikan hasil pengendali yang baik meskipun digunakan pada proses yang memiliki ketidak-tetapan. Salah satunya adalah penelitian yang dilakukan oleh Juwari, dkk (2012) dimana beliau menggunakan prinsip-prinsip dasar analisa kestabilan yaitu kriteria Maximum Peak (Mp) dan Gain Margin (GM).

II.7.4.1 Maximum Peak (Mp)

Maximum Peak (Mp) didefinisikan sebagai magnituda maksimum dari frekuensi respon sistem lintas tertutup. Mp sendiri merupakan salah satu prinsip analisa kestabilan dimana memberikan indikasi kestabilan suatu sistem. Berikut gambar II.11 untuk frekuensi respon dan gambar II.12 untuk respon nilai Mp di bawah ini.



Gambar II.14 Frekuensi respon dari sistem orde dua.



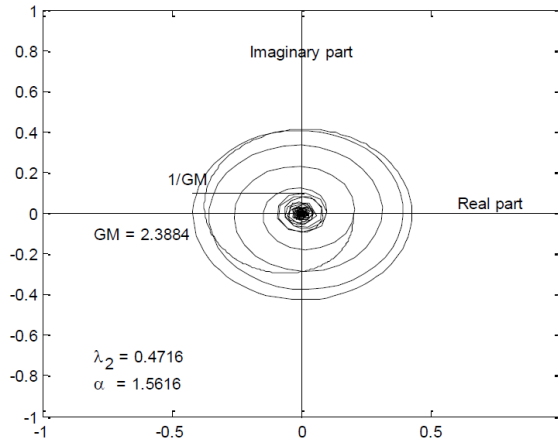
--- $M_p = 1$, $OS = 1.0026$; — $M_p = 1.05$, $OS = 1.0810$;
 -.- $M_p = 1.1$, $OS = 1.1235$

Gambar II.15 Korelasi nilai M_p terhadap overshoot maksimum respon step.

Nilai M_p yang besar menunjukkan maksimum overshoot yang besar pada respon step (Levine, 1995). Pada umumnya, nilai M_p pada suatu sistem pengendali yang dapat diterima harus pada range 1 - 1,5 (Kuo, 1995). Nilai M_p yang kecil menunjukkan efek pengendalian yang lambat, sedangkan nilai M_p yang besar menyebabkan maksimum overshoot yang besar pula dan dapat memicu respon yang tidak stabil, sehingga menurut Brosilow & Joseph (2001) nilai M_p yang optimal adalah 1,05, dengan nilai M_p tersebut akan didapatkan overshoot maksimum sebesar 10%.

II.7.4.2 Gain Margin (GM)

Gain margin merupakan salah satu spesifikasi pada frekuensi respon untuk menentukan kestabilan suatu proses pengendalian. Gain Margin adalah fungsi transfer lintas terbuka (Gol) yang dipresentasikan dalam Nyquist Plot. Pada Nyquist plot tersebut, kestabilan suatu sistem lintas tertutup pada frekuensi respon dapat dicapai apabila Gol tidak melingkari titik $(-1, j0)$ (Kuo, 1995). Kriteria Gain Margin sendiri sudah banyak dipakai dalam tuning pengendali. Nilai GM yang umum dipakai pada pengendali yang baik berkisar antara 1,7 – 4 (Seborg, 2004). Penelitian terbaru oleh Juwari, dkk (2012) menggunakan parameter Integral Absolute Error (IAE) menunjukkan bahwa nilai GM optimal adalah 2,4 terlihat pada gambar II.13. Karena dengan nilai GM 2,4 memberikan nilai IAE yang paling kecil.



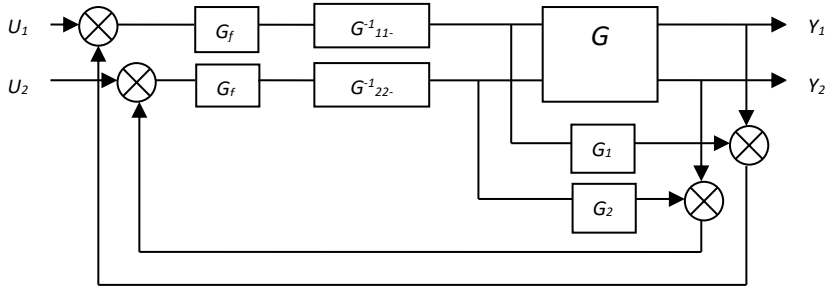
Gambar II.16 Interpretasi Gain Margin sistem FOPTD pada Nyquist plot.

II.7.4.3 Multi Input Multi Output IMC

Teknik mendesain pengendalian untuk sistem MIMO mengindikasikan bahwa hasil yang baik akan dapat dicapai apabila sistem tersebut dibagi ke dalam pasangan-pasangan variabel masukan dan keluaran, dan sebuah pengendali digunakan untuk mengontrol masing-masing pasangan tersebut (strategi multiloop). Dengan menggabungkan karakteristik IMC dengan strategi multiloop tersebut, maka akan menghasilkan sebuah prosedur desain pengendali yang simpel namun efektif. Permasalahan umum dalam faktorisasi, inversi, dan penentuan filter dalam mendesain multivariable IMC telah diinvestigasi secara detail oleh Garcia & Morari (1985). Perhitungan komputasional dalam implementasinya terhadap G_c sangat disarankan seiring dengan bertambahnya dimensi sistem yang harus dikendalikan (Economou & Morari, 1986).

Untuk mengendalikan suatu sistem MIMO dengan IMC yaitu dengan memilih pengendali G_c dan model proses G_m sebagai

diagonal matriks tranfer. Berikut gambar II.14 adalah blok diagramnya:



Gambar II.17 Struktur blok diagram IMC sistem 2 x 2.

Konsep yang mendasari penanganan *multiloop* oleh pengendali IMC adalah dengan menggunakan *on-diagonal* model. Namun apabila hanya digunakan fungsi transfer *on-diagonal*-nya saja maka tentu akan menyebabkan adanya *modelling error* pada desain. Oleh karena itu parameter yang ada pada filter harus dikurangi hingga tercapai kondisi stabil, yang tentunya akan menjadikan parameter filter tersebut menjadi kunci dalam mendesain *multivariable* IMC. Dengan asumsi bahwa konfigurasi pairing telah ditentukan, maka:

$$G_p = \begin{bmatrix} G_{p11} & \cdots & G_{p1n} \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ G_{pm1} & \cdots & G_{pmn} \end{bmatrix}$$

Sehingga model proses untuk *multiloop* IMC:

$$G_m = \text{diag}[G_{11}, G_{22}, \dots, G_{nn}] \quad (\text{II.46})$$

Dan pengendali *multiloop* IMC-nya:

$$G_c = \text{diag}[G_{c1}, G_{c2}, \dots, G_{cn}] \quad (\text{II.47})$$

$$G_{ci} = G_{ii}^{-1} G_{fi} \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (\text{II.46})$$

(Economou & Morari, 1986)

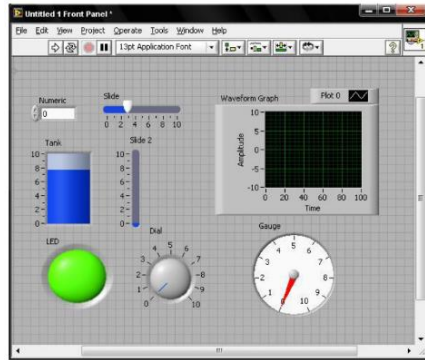
II.7 LabView

Edgar pada tahun 2004 menjelaskan bahwa LabView (Laboratory Virtual Instrumentation Engineering Workbench) merupakan software grafis untuk instrumentasi, desain sistem, dan *signal processing*. *Add-on toolkit Control Design and Simulation* (CDSim) pada LabView dapat digunakan untuk melakukan simulasi sistem dinamik.

II.7.1 Komponen-Komponen LabView

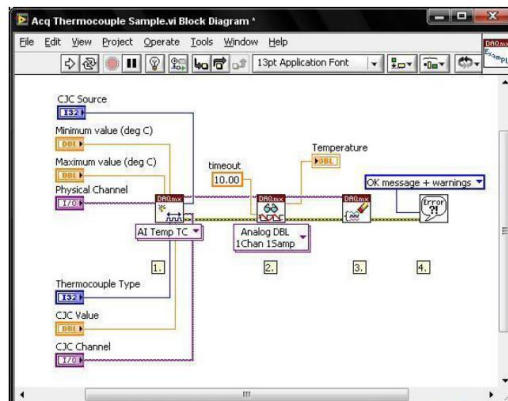
Komponen-komponen dalam program LabView meliputi, jendela depan (*front panel*), blok diagram, panel kontrol dan panel fungsi :

- Jendela Depan (Front Panel)
Jendela depan merupakan halaman antarmuka dari LabView. Jendela depan digunakan untuk berinteraksi dengan pengguna saat program dijalankan. Pengguna dapat mengatur program, mengganti masukan data dan melihat data yang masuk secara waktu nyata. Jendela depan dibangun dengan kontrol dan indikator, kontrol meliputi knop, tombol, dan dial. Indikator adalah grafik, LED, dan lainnya. dengan tampilan layout pada gambar II.15 dibawah ini.



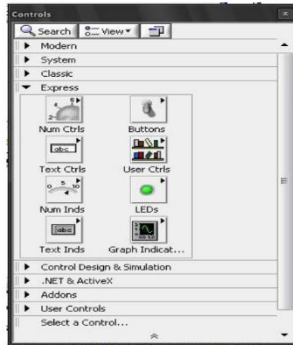
Gambar II.18 Jendela depan LabView dengan berbagai kontrol dan indikator.

- **Blok Diagram**
Blok diagram berisi kode grafik. Objek dari jendela depan muncul pada blok diagram sebagai sambungan dan blok diagram juga berisi fungsi dan struktur dari library LabView dengan tampilan layout pada gambar II.19 dibawah ini.



Gambar II.19 Jendela blok diagram LabView.

- **Panel Kontrol**
Panel kontrol digunakan untuk meletakkan kontrol dan indikator pada jendela depan. Panel kontrol hanya tersedia untuk jendela depan. Panel ini akan muncul secara otomatis saat menjalankan program LabView dengan tampilan layout pada gambar II.20 dibawah ini.



Gambar II.20 Panel kontrol LabView.

- **Panel Fungsi**
Panel Fungsi digunakan untuk membangun blok diagram. Panel fungsi hanya terdapat pada jendela blok diagram dengan tampilan layout pada gambar II.21 dibawah ini.



Gambar II.21 Panel fungsi LabView.

II.8 Penelitian Terdahulu

Johansson (1999) menjelaskan bahwa peralatan *quadruple tank* dirancang untuk menggambarkan beragam konsep dalam pengendalian multivariabel. Secara khusus menunjukkan batasan hasil dalam perancangan pengendalian multivariabel. Proses ini memiliki *multivariable zero* yang secara langsung berhubungan dengan posisi kedua *valve*, dimana posisinya diberikan oleh parameter $\gamma_1, \gamma_2 \in (0,1)$. Pada paper ini menunjukkan bahwa $\gamma_1 + \gamma_2$ menentukan lokasi zero, sehingga jika $\gamma_1 + \gamma_2 < 1$ sistem dalam fase non minimum dan $\gamma_1 + \gamma_2 > 1$ sistem dalam fase minimum. Hasil pembagian dari γ_1/γ_2 memberikan arah zero. Proses *quadruple tank* sangat baik untuk menunjukkan pengaruh *coupling* dan batasan hasil dalam sistem pengendalian multivariabel.

Effendi dan Rusli (2004) menjelaskan peralatan empat tangki berhubungan, digunakan untuk menggambarkan pengaruh dari dinamika variasi waktu, perubahan tanda *steady state gain*. Penelitiannya menunjukkan bahwa untuk peralatan empat tangki yang digunakan memberikan beberapa hal penting yang diabaikan dalam sebagian besar pengendalian proses.

1. Pengaruh dari dinamika variasi waktu harus dipertimbangkan ketika merancang sistem pengendalian untuk proses multivariabel.
2. Tanda *steady state gain* yang harus selalu dipertimbangkan ketika merancang sistem pengendalian untuk proses multivariabel.
3. Penyebab dari kelakuan dinamika yang tidak diharapkan dalam *loop* pengendalian yang lebih lemah daripada asumsi semula.
4. Dalam kondisi yang sama, *full decoupling* dapat menunjukkan hasil yang lebih jelek daripada *partial decoupling*.
5. *Decoupling control* mempunyai kemungkinan untuk memberikan gangguan pada sistem.

6. Pengaruh *hysteresis* harus dipertimbangkan ketika menyelesaikan permasalahan pengendalian.

Pemahaman ini diperlukan untuk memilih struktur pengendalian multivariabel yang tepat dan menentukan apakah permasalahan pengendalian dapat diselesaikan dengan *tuning* pengendali yang lebih baik, struktur pengendalian yang berbeda, perubahan perancangan proses atau perubahan kondisi operasi.

Dody dan Nurman (2006) menjelaskan peralatan empat tangki yang saling berinteraksi digunakan untuk menggambarkan pengaruh dari dinamika variasi ketinggian awal tiap tangki dan rasio bukaan pipa. Penelitian ini bertujuan untuk menganalisa interaksi yang terjadi pada fase non minimum, fase zero, dan fase minimum dengan variabel ketinggian awal tiap tangki dan rasio bukaan pipa. Kemudian menentukan konfigurasi pairing yang terbaik dengan menggunakan *tuning* dengan *decoupling control* maupun tanpa *decoupling control*.

Hasan dan Ilham (2015) menjelaskan tentang dinamika proses dan pengendalian sistem empat tangki modifikasi I yang saling berinteraksi. Pengembangan ini dilakukan dengan menambahkan panas (Q) pada tangki 1 dan tangki 2. Dengan demikian, variabel yang dikontrol adalah ketinggian cairan (tangki 1 dan 2) dengan valve dan suhu cairan (tangki 1 dan 2) dengan Q steam. Proses ini menghasilkan interaksi MIMO 4x4. Gumelar dan Nia (2015) juga menjelaskan tentang dinamika proses dan pengendalian sistem empat tangki modifikasi II yang saling berinteraksi. Untuk pengembangan dari modifikasi II ini dilakukan dengan menambahkan panas (Q) pada tangki 1 dan tangki 2 dan juga interaksi antar tangki 1 dan tangki 2. Variabel yang dikontrol sama yaitu ketinggian cairan (tangki 1 dan 2) dengan valve dan suhu cairan (tangki 1 dan 2) dengan Q steam. Keduanya menggunakan pengendali kontrol yang sama yaitu *P-only* dan PID yang dibandingkan dengan pengendali IMC untuk melakukan analisa respons closed loop pada sistem Quadruple-Tank.

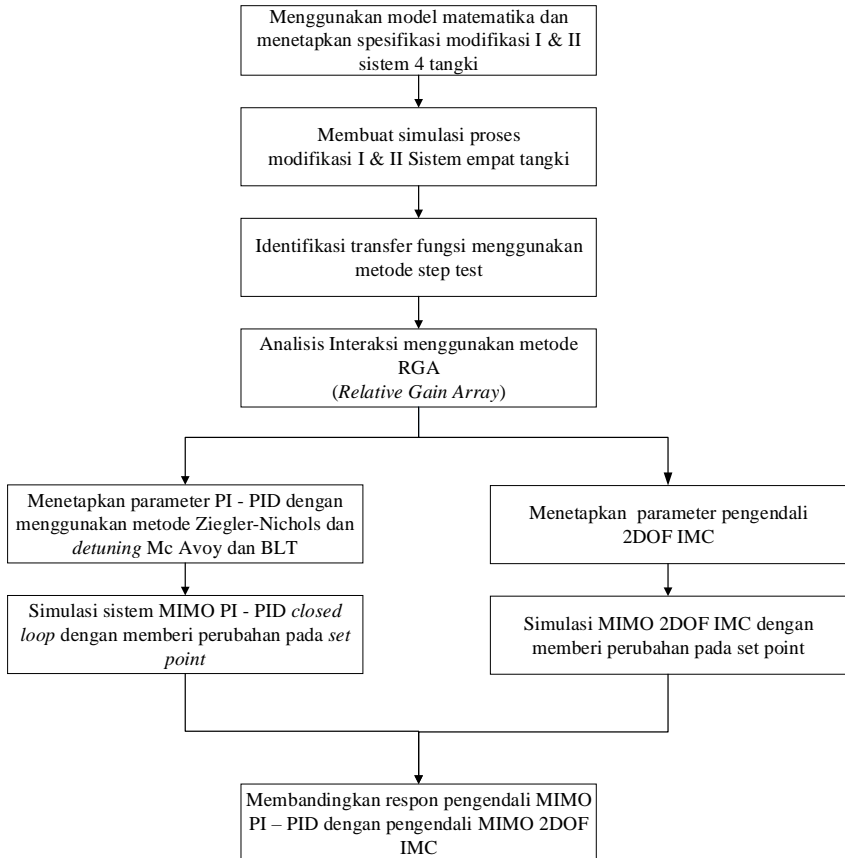


BAB III

METODOLOGI PENELITIAN

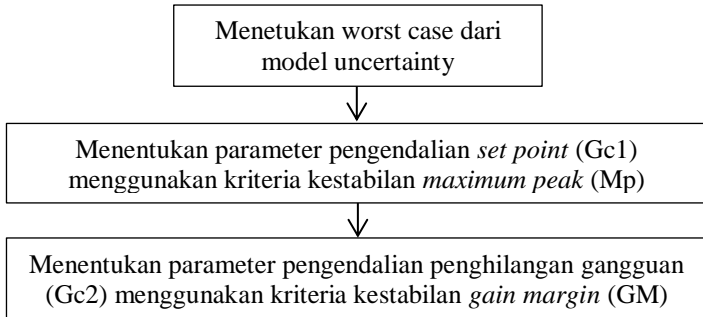
BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Dalam penelitian ini digunakan model peralatan sistem empat tangki dengan tahapan penelitian yang ditunjukkan pada Gambar III.1 sebagai berikut :



Gambar III.1 Diagram alir penelitian.

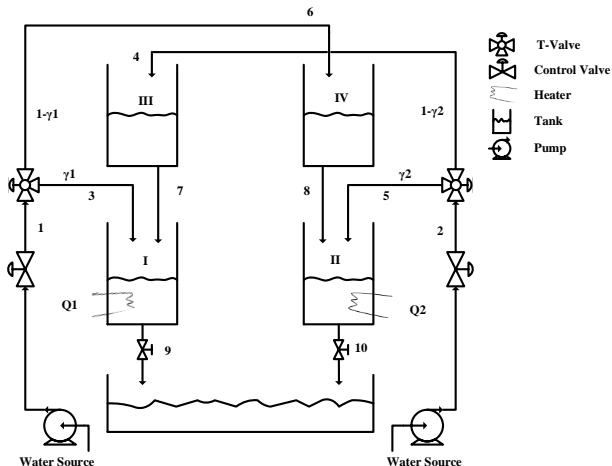
Berikut metode penentuan parameter pengendali Two Degree of Freedom-IMC pada gambar III.2.



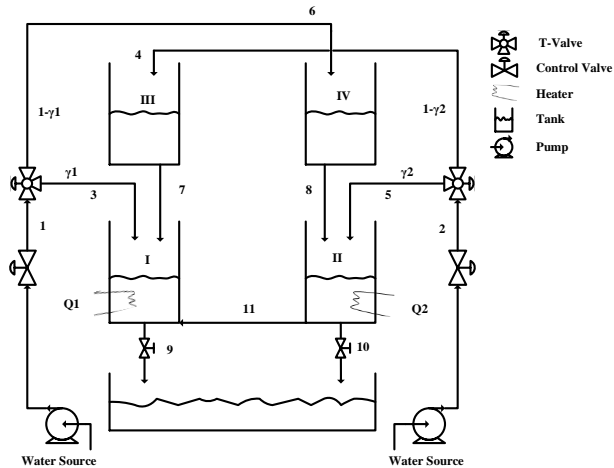
Gambar III.2 Diagram alir pengendali 2DoF-IMC.

III.1 Menggunakan Model matematika dan Menetapkan Spesifikasi Modifikasi I & II Sistem Empat Tangki

Skema peralatan modifikasi I & II sistem empat tangki ditunjukkan pada Gambar III.3 dan Gambar III.4 sebagai berikut:



Gambar III.3 Skema peralatan Modifikasi I Sistem Empat Tangki.



Gambar III.4 Skema peralatan Modifikasi II Sistem Empat Tangki.

Dari skema pada Gambar III.3 & Gambar III.4 di atas, persamaan yang digunakan dalam quadruple tank adalah persamaan non linier yang berasal dari neraca massa dan persamaan Bernoulli untuk masing-masing tangki, yaitu :

$$A_i \frac{dh_i}{dt} = -a_i \sqrt{2gh_i} + q_{in}$$

Ukuran diameter tangki, tinggi, dan diameter lubang keluaran tangki ditetapkan. Kemudian, setelah menentukan besarnya rasio laju alir (γ_1 & γ_2), level air pada tangki, serta temperatur air yang diinginkan, maka akan didapat besarnya laju alir dari pompa dan pemanas yang diberikan berdasarkan neraca massa dan neraca energi dalam keadaan steady state.

III.2 Membuat Simulasi Proses Modifikasi I & II Sistem Empat Tangki

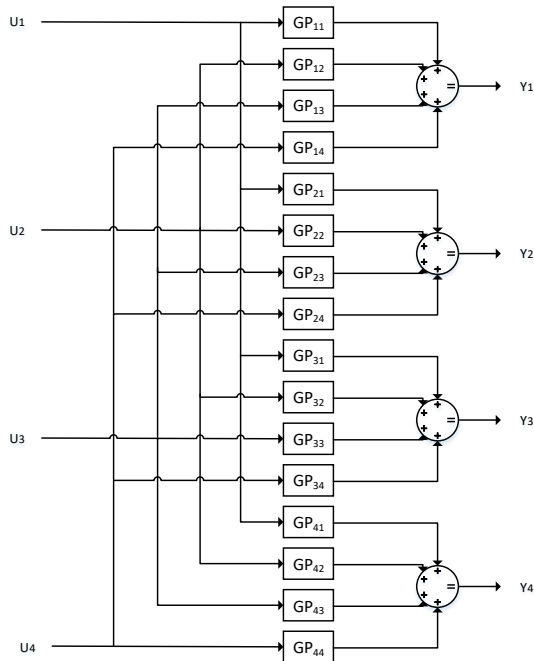
LabView (*Laboratory Virtual Instrumentation Engineering Workbench*) merupakan software grafis untuk

instrumentasi, desain sistem, dan *signal processing*. *Add-on toolkit Control Design and Simulation* (CDSim) pada LabView dapat digunakan untuk melakukan simulasi sistem dinamik. Langkah-langkah dalam mensimulasikan proses secara umum adalah sebagai berikut :

- a. Merangkai blok diagram model proses di dalam *Control and Simulation Loop* pada jendela blok diagram.
- b. Merancang tampilan pada jendela *front panel* untuk mendukung proses simulasi dan analisa.
- c. Menjalankan sistem proses yang telah dibuat serta menganalisa hasil yang didapat.

III.3 Identifikasi Transfer Fungsi Menggunakan Metode Step Test

Identifikasi dilakukan pada saat sistem *open loop*, setelah proses berjalan stabil, dilakukan perubahan step sebesar 3-5%. Kurva proses diidentifikasi dengan cara melakukan pendekatan sesuai karakter proses yang terjadi. Skema blok diagram sistem MIMO 4x4 seperti pada gambar III.3 di bawah :



Gambar III.5 Skema blok diagram sistem MIMO 4x4.

III.4 Analisis Interaksi Menggunakan Metode *Relative Gain Array (RGA)*

Fungsi transfer yang telah didapat dari *step test*, kemudian diukur interaksinya dengan metode RGA berdasarkan data *steady state gain*. Hasilnya berupa kemungkinan konfigurasi pairing yang diusulkan untuk sistem MIMO 4x4.

III.5 Menetapkan parameter PI - PID dengan menggunakan metode Ziegler-Nichols dan *detuning* Mc Avoy dan BLT

Pengendali level menggunakan PI dan pengendali suhu menggunakan PID. Parameter untuk setiap pengendali dihitung menggunakan metode Ziegler-Nichols dan *detuning* Mc Avoy dan BLT.

III.6 Simulasi sistem MIMO PI - PID *closed loop* dengan memberi perubahan pada *set point*

Parameter pengendali yang telah ditentukan, kemudian digunakan dalam simulasi *closed loop*. Simulasi MIMO PI - PID menggunakan perangkat lunak LabView dengan memberi perubahan pada *set point*.

III.7 Menetapkan Fungsi Transfer Pengendali *Two Degree-of-Freedom* IMC

Fungsi transfer pengendali 2DoF-IMC ditetapkan dengan langkah-langkah yang telah disebutkan pada Bab II. Metode tuning 2DoF-IMC menggunakan prinsip kestabilan *maximum peak* dan *gain margin*.

III.8 Simulasi MIMO 2DoF- IMC dengan Metode *Tuning Maximum Peak Gain Margin* (Mp-GM) .

Ada tiga langkah utama pada metode *tuning* Mp- GM pada pengendali 2DoF-IMC, yaitu:

1. Menentukan *worst case* dari model *uncertainty*. Untuk menentukan *worst case*, maka harga deviasi dari fungsi transfer yang diambil adalah sebesar kurang lebih 20%. *Worst case* pada proses model *uncertainty* dapat diidentifikasi melalui nilai terbesar dari *Maximum peaknya* atau nilai $\max|(j\omega)|$ dengan membuat *complementary sensitivity function* dari kombinasi harga *gain*, *dead time* dan *time constant* proses. Harga *maximum peak* (Mp) paling tinggi itulah kombinasi harga yang memberikan kasus yang paling sulit dikendalikan (*worst case*).
2. Menentukan parameter pengendalian *set point* (G_{c1}) menggunakan kriteria kestabilan *maximum peak* (Mp). Metode Mp *Tuning* menentukan parameter pengendali sedemikian hingga *complimentary sensitivity function* dari masing-masing *loop* dapat bernilai 1.05. Untuk mencari


parameter pengendali (λ) dari masing-masing *loop*, harus dicari dulu nilai initial λ yang dihitung tanpa memperhitungkan interaksi, artinya masing-masing *loop* dianggap sebagai *single loop* dengan *complementary sensitivity function* atau $|T(j\omega)|$ sebagai SISO. Kemudian nilai initial λ yang dihitung secara SISO dimasukkan dalam perhitungan $|T(j\omega)|$ MIMO sehingga didapatkan nilai λ untuk pengendali *set point*.

3. Menentukan parameter pengendalian penghilangan gangguan (G_{c2}) menggunakan kriteria kestabilan *gain margin* (GM). Pada metode ini, pengendali G_{c2} masing-masing *loop* didesain dengan fungsi transfer *openloop* untuk masing-masing *loop* secara SISO.

Parameter pengendali yang telah ditentukan, kemudian digunakan dalam simulasi *closed loop*. Simulasi MIMO 2DoF-IMC dengan *tuning* Mp-GM menggunakan perangkat lunak LabView dengan memberi perubahan pada *set point*.

III.9 Membandingkan Respon MIMO PI – PID dengan MIMO 2DoF-IMC

Hasil simulasi untuk MIMO PI - PID dibandingkan dengan hasil simulasi MIMO 2DoF-IMC. Grafik respon *closed loop* dibandingkan berdasarkan kriteria IAE (*integral of the absolute value of error*).



BAB IV

HASIL DAN PEMBAHASAN

BAB IV

HASIL DAN PEMBAHASAN

IV.1 Simulasi Steady State

Penelitian ini bertujuan untuk melakukan simulasi terhadap modifikasi I dan modifikasi II sistem empat tangki, kemudian menganalisa dinamika proses serta membandingkan respons proses *closed loop* antara pengendali PI-PID dan pengendali 2DoF-IMC. Untuk melakukan tahap simulasi, maka ditentukan spesifikasi dan parameter proses seperti tertera pada tabel IV.1.

Tabel IV.1 Spesifikasi Model Modifikasi II Sistem Empat Tangki

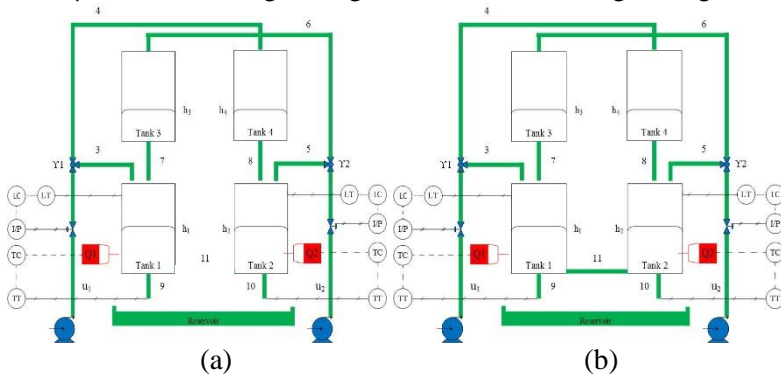
Spesifikasi Model	Nilai
Tinggi Tangki	50 cm
Diameter Tangki	20 cm
Luas Alas Tangki	314,3 cm ²
Diameter Pipa Keluaran Bawah	0,925 cm
Diameter Pipa Keluaran Samping	0,3415 cm
Luas Permukaan Lubang Pipa Bawah	0,6723 cm ²
Luas Permukaan Lubang Pipa Samping	0,0916 cm ²

Sistem terdiri dari empat buah tangki dengan ukuran diameter dan tinggi yang seragam. Pipa keluaran tangki dari bagian bawah memiliki diameter 0,925 cm. Untuk sistem empat tangki modifikasi I tidak ada interaksi antara keempat tangki yang ada. Sedangkan untuk sistem empat tangki modifikasi II antara tangki 1 dan 2 memiliki interaksi secara horizontal, dihubungkan oleh pipa dengan ukuran lebih kecil dibanding ukuran pipa keluaran bagian bawah. Hal tersebut bertujuan untuk memperlambat interaksi yang terjadi antara air pada tangki 1 dan tangki 2 serta tangki 3 dan tangki 4. Setelah penentuan spesifikasi, selanjutnya dilakukan penetapan parameter proses sebagaimana tertera pada tabel IV.2. Nilai tersebut digunakan dalam memasukkan persamaan neraca massa dan neraca energi pada perangkat lunak Labview.

Tabel IV.2 Parameter Proses

Parameter Proses	Besaran	Nilai
Massa Jenis	P	1000 kg/m^3
Percepatan Gravitasi	G	$9,8 \text{ m/s}^2$
Kapasitas Panas air	C_p	4220 J/kg K
Suhu referensi	T_{ref}	$0 \text{ }^\circ\text{C}$
Suhu air	$T_{\text{fresh water}}$	303 K
Konstanta pompa	$k_1=k_2$	1

Program untuk mensimulasikan sistem kemudian dibuat berdasarkan spesifikasi, parameter proses, serta neraca massa dan energi yang telah dimiliki. Skema Modifikasi II Sistem Empat Tangki pada simulasi LabView dapat dilihat pada Gambar IV.1. Sistem empat tangki saling berinteraksi, dimana laju alir (U_1) terbagi menjadi 2 aliran yaitu aliran 3 dan 4 dengan rasio γ_1 . Begitu juga halnya laju alir (U_2) terbagi menjadi aliran 5 dan 6 dengan rasio γ_2 . Aliran 4 mengisi tangki 4 dan aliran 6 mengisi tangki 3.

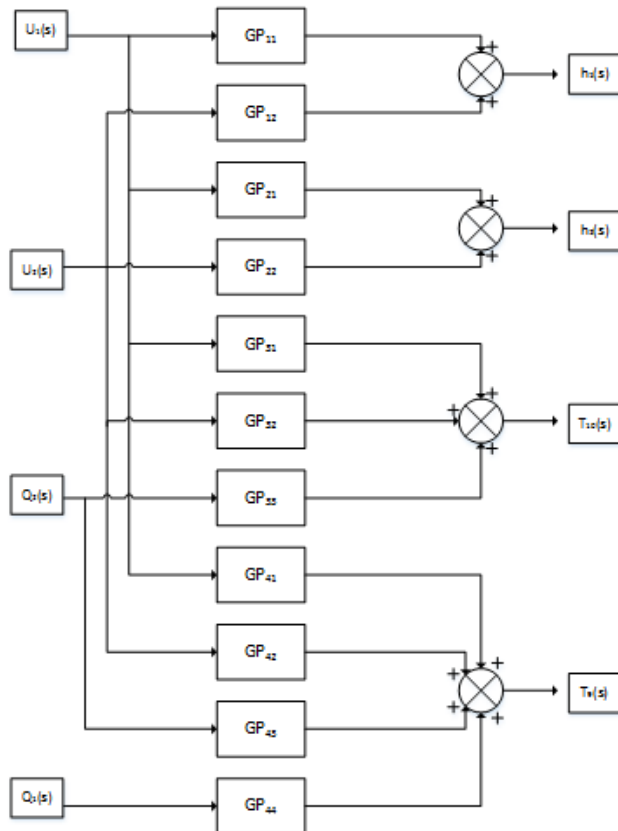


Gambar IV.1. Skema Sistem Empat Tangki pada simulasi Labview:

(a) Modifikasi I; (b) Modifikasi II

Pada sistem modifikasi II, terjadi interaksi secara horizontal antara tangki 1 dan 2 melalui aliran pipa samping nomor 11 namun dengan luas permukaan pipa yang lebih kecil (a') dibanding luas permukaan pipa keluaran bawah tangki (a), selain

itu pada modifikasi ini dilakukan penambahan pemanas yang diberikan (Q_1 dan Q_2). Pada sistem pengendalian proses ini, variabel yang dikendalikan yaitu level air pada tangki 1 dan 2 (H_1 & H_2) serta temperatur air keluar tangki 1 dan 2 (T_9 & T_{10}). Sedangkan variabel yang dimanipulasi yaitu laju alir (U_1 & U_2) serta panas yang diberikan (Q_1 & Q_2). Sehingga sistem menjadi Multi Input Multi Output (MIMO) 4x4 dengan diagram blok yang tertera pada Gambar IV.2 dibawah ini.



Gambar IV.2. Blok diagram system *Quadruple-Tank* Modifikasi II.

Kondisi *steady state* pada simulasi tertera pada tabel IV.3.

Tabel IV.3 Kondisi *Steady State*

Variabel	Modifikasi I		Modifikasi II	
	Nilai (Fase Minimum)	Nilai (Fase Non Minimum)	Nilai (Fase Minimum)	Nilai (Fase Non Minimum)
$h_1 ss$	0,30 m	0,30 m	0,30 m	0,30 m
$h_2 ss$	0,23 m	0,23 m	0,23 m	0,23 m
$h_3 ss$	0,0165 m	0,1684 m	0,0103 m	0,269 m
$h_4 ss$	0,0323 m	0,04243 m	0,0427 m	0,00956 m
$T_9 ss$	40 °C	40 °C	40 °C	40 °C
$T_{10} ss$	40 °C	40 °C	40 °C	40 °C
$U_1 ss$	0,1782 L/s	0,1022 L/s	0,2051 L/s	0,0485 L/s
$U_2 ss$	0,1275 L/s	0,2036 L/s	0,1007 L/s	0,2572 L/s
$Q_1 ss$	6882,82 J/s	6880,70 J/s	7351,02 J/s	7348,22 J/s
$Q_2 ss$	6020,77 J/s	6023,44 J/s	5554,28 J/s	5553,05 J/s

ss : steady state

Sistem untuk fase minimum dan fase non minimum memiliki nilai variabel kontrol yang sama dalam kondisi *steady state* baik untuk level maupun temperatur. Berdasarkan hasil simulasi tanpa pengendali (*open loop*), sistem telah berjalan stabil. Untuk kondisi *steady state*, dibutuhkan derajat kebebasan untuk mengetahui variable mana yang harus diukur dan yang harus dihitung agar nantinya diperoleh kondisi *steady state* yang diinginkan. Dalam sistem ini, terdapat 6 persamaan differensial.

Untuk persamaan neraca massa modifikasi I yaitu :

$$A_1 \frac{dh_1}{dt} = \gamma_1 k_1 u_1 + a_3 \sqrt{2gh_3} - a_1 \sqrt{2gh_1} \quad (IV.1)$$

$$A_2 \frac{dh_2}{dt} = a_4 \sqrt{2gh_4} + \gamma_2 k_2 u_2 - a_2 \sqrt{2gh_2} \quad (IV.2)$$

$$A_3 \frac{dh_3}{dt} = (1 - \gamma_2) k_2 u_2 - a_3 \sqrt{2gh_3} \quad (IV.3)$$

$$A_4 \frac{dh_4}{dt} = (1 - \gamma_1) k_1 u_1 - a_4 \sqrt{2gh_4} \quad (IV.4)$$

Sedangkan untuk persamaan energi modifikasi I yaitu:

$$A_1 \rho C \frac{d h_1 \cdot T_9}{dt} = W_3 \rho C (T_3 - T_{ref}) + W_7 \rho C (T_7 - T_{ref}) + Q_1 - W_9 \rho C (T_9 - T_{ref}) \quad (IV.5)$$

$$A_2 \rho C \frac{d h_2 \cdot T_{10}}{dt} = W_5 \rho C (T_5 - T_{ref}) + W_8 \rho C (T_8 - T_{ref}) + Q_2 - W_{10} \rho C (T_{10} - T_{ref}) \quad (IV.6)$$

Untuk persamaan neraca massa modifikasi II yaitu:

$$A_1 \frac{dh_1}{dt} = \gamma_1 k_1 u_1 + a_3 \sqrt{2gh_3} + a_2 \sqrt{2g(h_1 - h_2)} - a_1 \sqrt{2gh_1} \quad (IV.7)$$

$$A_2 \frac{dh_2}{dt} = a_4 \sqrt{2gh_4} + \gamma_2 k_2 u_2 - a_1 \sqrt{2g(h_1 - h_2)} - a_2 \sqrt{2gh_2} \quad (IV.8)$$

$$A_3 \frac{dh_3}{dt} = (1 - \gamma_2) k_2 u_2 - a_3 \sqrt{2gh_3} \quad (IV.9)$$

$$A_4 \frac{dh_4}{dt} = (1 - \gamma_1) k_1 u_1 - a_4 \sqrt{2gh_4} \quad (IV.10)$$

Sedangkan untuk persamaan energi modifikasi II yaitu:

$$A_1 \rho C \frac{d h_1 \cdot T_9}{dt} = W_3 \rho C (T_3 - T_{ref}) + W_7 \rho C (T_7 - T_{ref}) + Q_1 - W_9 \rho C (T_9 - T_{ref}) + W_{11} \rho C (T_{10} - T_{ref}) \quad (IV.11)$$

$$A_2 \rho C \frac{d h_2 \cdot T_{10}}{dt} = W_5 \rho C (T_5 - T_{ref}) + W_8 \rho C (T_8 - T_{ref}) + Q_2 + W_{11} \rho C (T_9 - T_{ref}) - W_{10} \rho C (T_{10} - T_{ref}) \quad (IV.12)$$

Sedangkan untuk rincian variable dalam proses tertera dalam tabel IV.4 berikut:

Tabel IV.4 Variable Proses

Variable	Besaran	Keterangan
Laju alir pompa 1	U_1	<i>Manipulated variable</i>
Laju alir pompa 2	U_2	
Panas yang diberikan ke tangki 1	Q_1	
Panas yang diberikan ke tangki 2	Q_2	

Luas permukaan lubang pipa bawah	$a_1=a_2=a_3=a_4$	<i>Disturbance</i>
Luas permukaan lubang pipa samping	$a_1'=a_2'=a_3'=a_4'$	
Rasio laju alir 1	γ_1	
Rasio laju alir 2	γ_2	
Level tangki 1	h_1	<i>Controlled variable</i>
Level tangki 2	h_2	
Suhu air keluaran tangki 1	T_9	
Suhu air keluaran tangki 2	T_{10}	
Level tangki 3	h_3	
Level tangki 4	h_4	

Terdapat 14 variable (N_V) dan 6 persamaan diferensial (N_E), sehingga *degrees of freedom* (N_F) adalah 8. Bila luas permukaan lubang pipa bawah a , luas permukaan lubang pipa samping a' , rasio laju alir γ_1 , dan rasio laju alir γ_2 dianggap sebagai disturbance variable $N_D = 4$. Sehingga *control degrees of freedom* $N_{FC} = 4$.

Selanjutnya dilakukan identifikasi transfer fungsi untuk mengetahui karakter proses beserta interaksi dari setiap variabel kontrol dan variabel manipulasi.

IV.2 Identifikasi Transfer Fungsi

IV.2.1 Identifikasi Transfer Fungsi Modifikasi I

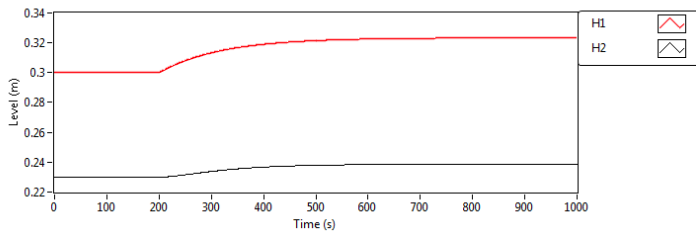
Identifikasi transfer fungsi dilakukan dengan memberikan *step* sebesar 5% pada sistem *open loop* setelah mencapai keadaan *steady*. *Step test* dilakukan pada $t=200s$ diberikan *disturbance* dengan mengubah *input signal*. *Input signal* yang diubah adalah U_1 , U_2 , Q_1 , dan Q_2 . Analisa dilakukan untuk fase Minimum dan fase Non-Minimum. Grafik respons yang didapat diidentifikasi berdasarkan pendekatan FOPDT seperti yang telah dijelaskan di Bab II. Matriks transfer Fungsi modifikasi I yaitu :

$$\begin{bmatrix} H_1(s) \\ H_2(s) \\ T_{10}(s) \\ T_9(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} Gp_{11} & Gp_{12} & 0 & 0 \\ Gp_{21} & Gp_{22} & 0 & 0 \\ Gp_{31} & Gp_{32} & Gp_{33} & 0 \\ Gp_{41} & Gp_{42} & 0 & Gp_{44} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \\ Q_2(s) \\ Q_1(s) \end{bmatrix} \quad (IV.13)$$

IV.2.1.1 Fase Minimum

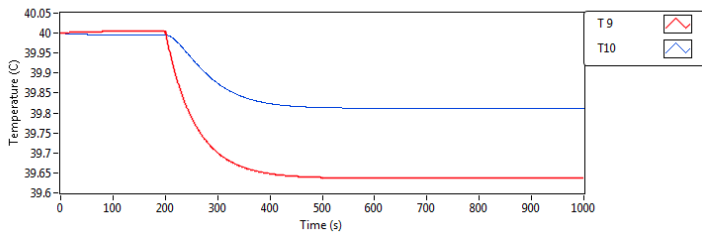
Step test dilakukan untuk sistem Quadruple-Tank Modifikasi I dengan $\gamma_1=0,7$ dan $\gamma_2=0,7$. Pertama adalah mengubah aliran masuk U_1 dari $1,782 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$ menjadi $1,871 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$. Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar $0,891 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$.

Simulation Result Level



Gambar IV.3 Respon perubahan level tangki karena perubahan U_1 pada fase minimum.

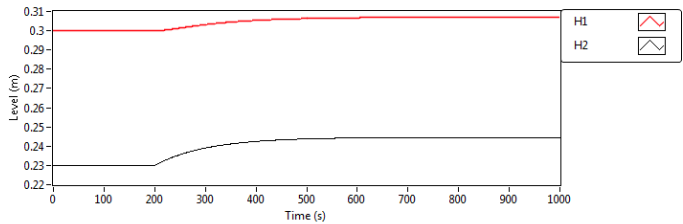
Simulation Result Temperature



Gambar IV.4 Respon perubahan temperatur tangki karena perubahan U_1 pada fase minimum.

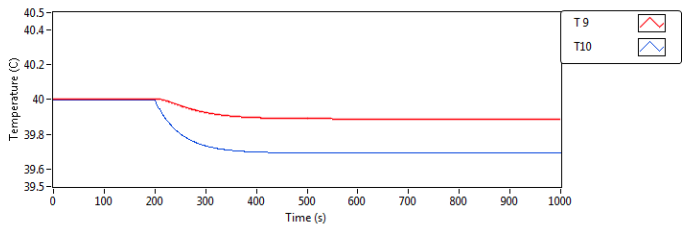
Kedua adalah mengubah aliran masuk U_2 dari $1,275 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$ menjadi $1,339 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$. Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar $0,638 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$.

Simulation Result Level



Gambar IV.5 Respon perubahan level tangki karena perubahan U_2 pada fase minimum.

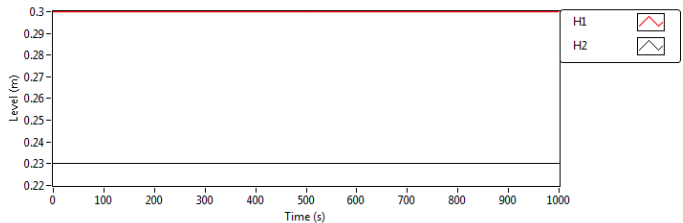
Simulation Result Temperature



Gambar IV.6 Respon perubahan temperatur tangki karena perubahan U_2 pada fase minimum.

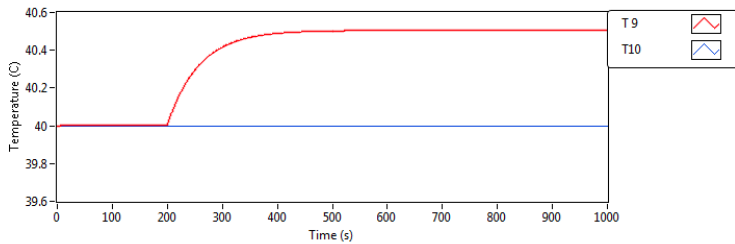
Ketiga adalah mengubah panas masuk tangki 1, Q_1 dari 6882,82 Joule menjadi 7226,96 Joule. Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar 344,14 Joule.

Simulation Result Level



Gambar IV.7 Respon perubahan level tanki karena perubahan Q_1 pada fase minimum.

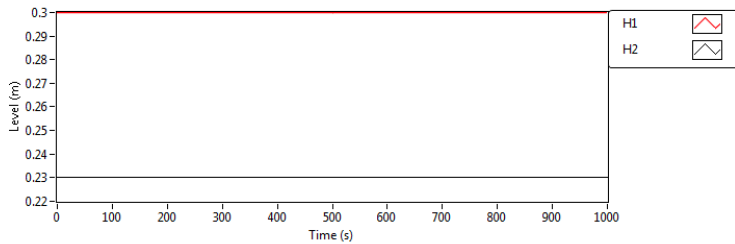
Simulation Result Temperature



Gambar IV.8 Respon perubahan temperatur tanki karena perubahan Q_1 pada fase minimum.

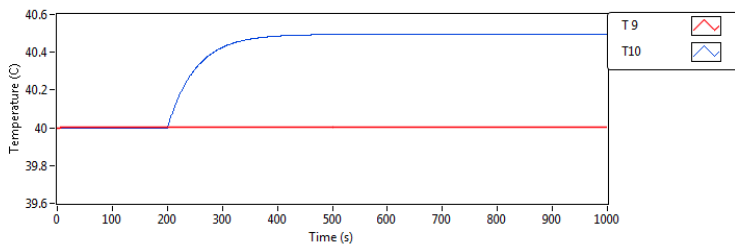
Keempat adalah mengubah panas masuk tanki 2, Q_2 dari 6020,77 Joule menjadi 6321,80 Joule. Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar 301,04 Joule.

Simulation Result Level



Gambar IV.9 Respon perubahan level tanki karena perubahan Q_2 pada fase minimum.

Simulation Result Temperature



Gambar IV.10 Respon perubahan temperatur tanki karena perubahan Q_2 pada fase minimum.

Dari respon tersebut didapatkan model transfer fungsi untuk sistem empat tangki modifikasi I fase minimum adalah sebagai berikut.

$$Gp_{11} = \frac{43,577e^{-0,982s}}{117,982s+1} \quad (IV.14)$$

$$Gp_{21} = \frac{16,271e^{-7,982s}}{146,982s+1} \quad (IV.15)$$

$$Gp_{31} = \frac{-355,349e^{-2,982s}}{89,982s+1} \quad (IV.16)$$

$$Gp_{41} = \frac{-673,292e^{-1,982s}}{55,982s+1} \quad (IV.17)$$

$$Gp_{12} = \frac{18,558e^{-8,982s}}{147,982s+1} \quad (IV.18)$$

$$Gp_{22} = \frac{38,162e^{-0,982s}}{102,982s+1} \quad (IV.19)$$

$$Gp_{32} = \frac{-810,280e^{-0,123s}}{49,982s+1} \quad (IV.20)$$

$$Gp_{42} = \frac{-287,519e^{-19,982s}}{85,982s+1} \quad (IV.21)$$

$$Gp_{13} = 0 \quad (IV.22)$$

$$Gp_{23} = 0 \quad (IV.23)$$

$$Gp_{33} = \frac{1,661e^{-0,982s}}{51,982s+1} \quad (IV.24)$$

$$Gp_{43} = 0 \quad (IV.25)$$

$$Gp_{14} = 0 \quad (IV.26)$$

$$Gp_{24} = 0 \quad (IV.27)$$

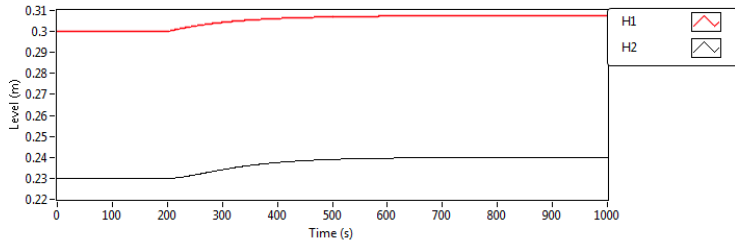
$$Gp_{34} = 0 \quad (IV.28)$$

$$Gp_{44} = \frac{1,482e^{-0,015s}}{55,982s+1} \quad (IV.29)$$

IV.2.1.2 Fase Non Minimum

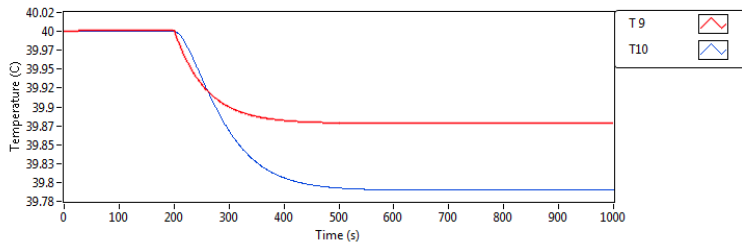
Step test dilakukan untuk sistem Quadruple-Tank Modifikasi I dengan $Y_1=0,4$ dan $Y_2=0,4$. Pertama adalah mengubah aliran masuk U_1 dari $1,022 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$ menjadi $1,073 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$. Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar $0,511 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$.

Simulation Result Level



Gambar IV.11 Respon perubahan level tangki karena perubahan U_1 pada fase non minimum.

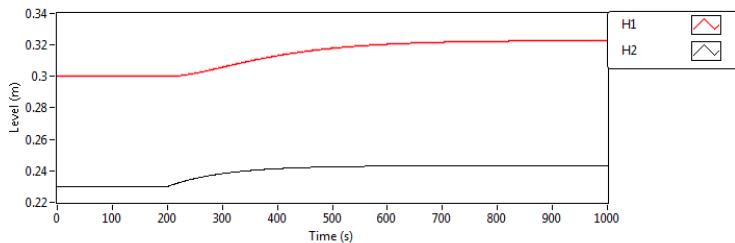
Simulation Result Temperature



Gambar IV.12 Respon perubahan temperatur tangki karena perubahan U_1 pada fase non minimum.

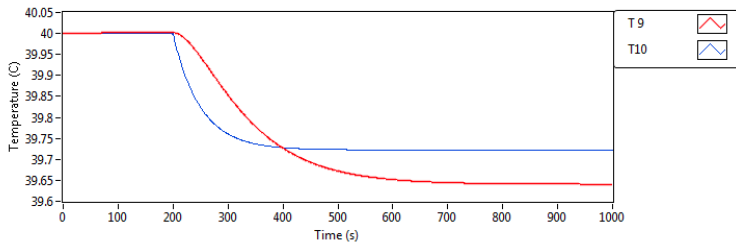
Kedua adalah mengubah aliran masuk U_2 dari $2,036 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$ menjadi $2,138 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$. Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar $1,018 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$.

Simulation Result Level



Gambar IV.13 Respon perubahan level tangki karena perubahan U_2 pada fase non minimum.

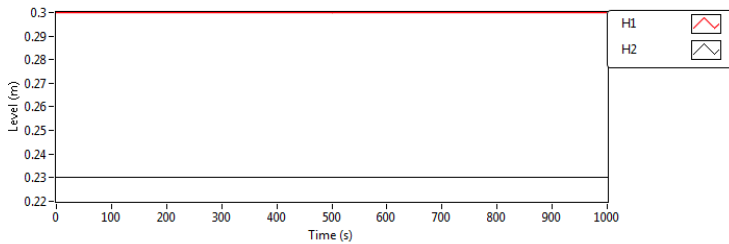
Simulation Result Temperature



Gambar IV.14 Respon perubahan temperatur tanki karena perubahan U_2 pada fase non minimum.

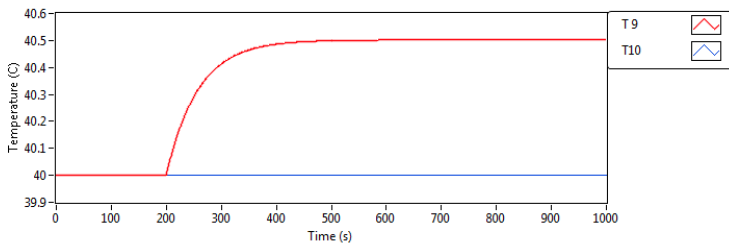
Ketiga adalah mengubah panas masuk tanki 1, Q_1 dari 6880,70 Joule menjadi 7224,74 Joule. Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar 344,04 Joule.

Simulation Result Level



Gambar IV.15 Respon perubahan level tanki karena perubahan Q_1 pada fase non minimum.

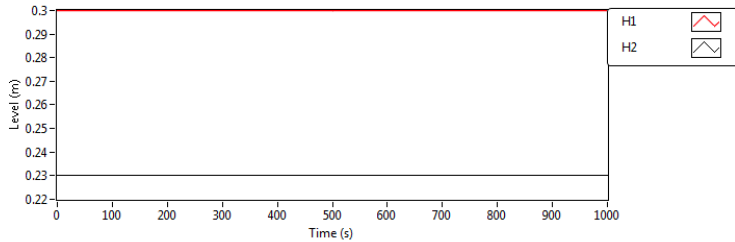
Simulation Result Temperature



Gambar IV.16 Respon perubahan temperatur tanki karena perubahan Q_1 pada fase non minimum.

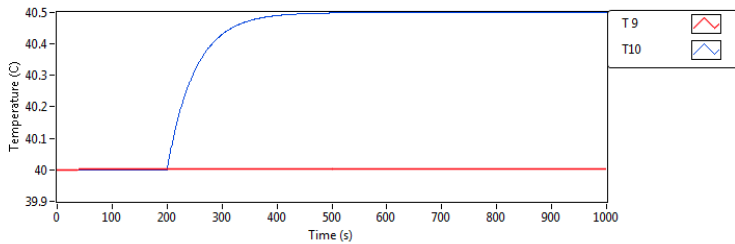
Keempat adalah mengubah panas masuk tanki 2, Q_2 dari 6023,44 Joule menjadi 6324,61 Joule. Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar 301,17 Joule.

Simulation Result Level



Gambar IV.17 Respon perubahan level tanki karena perubahan Q_2 pada fase non minimum.

Simulation Result Temperature



Gambar IV.18 Respon perubahan temperatur tanki karena perubahan Q_2 pada fase non minimum.

Dari respon tersebut didapatkan model transfer fungsi untuk sistem empat tangki modifikasi I fase nonminimum adalah sebagai berikut.

$$Gp_{11} = \frac{24,467e^{-1,982s}}{112,982s+1} \quad (IV.30)$$

$$Gp_{21} = \frac{32,623e^{-7,980s}}{153,982s+1} \quad (IV.31)$$

$$Gp_{31} = \frac{-685,082e^{-10,982s}}{94,982s+1} \quad (IV.32)$$

$$Gp_{41} = \frac{-391,475e^{-3,982s}}{55,982s+1} \quad (IV.33)$$

$$Gp_{12} = \frac{37,332e^{-8,982s}}{220,982s+1} \quad (IV.34)$$

$$Gp_{22} = \frac{21,777e^{-0,982s}}{102,982s+1} \quad (IV.35)$$

$$Gp_{32} = \frac{-458,462e^{-0,982s}}{49,982s+1} \quad (IV.36)$$

$$Gp_{42} = \frac{-589,452e^{-14,982s}}{152,982s+1} \quad (IV.37)$$

$$Gp_{13} = 0 \quad (IV.38)$$

$$Gp_{23} = 0 \quad (IV.39)$$

$$Gp_{33} = \frac{1,660e^{-0,982s}}{50,982s+1} \quad (IV.40)$$

$$Gp_{43} = 0 \quad (IV.41)$$

$$Gp_{14} = 0 \quad (IV.42)$$

$$Gp_{24} = 0 \quad (IV.43)$$

$$Gp_{34} = 0 \quad (IV.44)$$

$$Gp_{44} = \frac{1,453e^{-0,982s}}{56,982s+1} \quad (IV.45)$$

Baik pada Fase Non Minimum dan Fase Minimum didapatkan adanya time delay pada proses, meskipun cukup kecil pada beberapa model transfer fungsi. Hal ini menunjukkan bahwa sistem memiliki *time delay*, sesuai dengan apa yang telah diajukan oleh Juwari, 2014.

IV.2.2 Identifikasi Transfer Fungsi Modifikasi II

Identifikasi transfer fungsi dilakukan dengan memberikan *step* sebesar 5% pada sistem *open loop* setelah mencapai keadaan *steady*. *Step test* dilakukan pada $t=200s$ diberikan *disturbance* dengan mengubah *input signal*. *Input signal* yang diubah adalah U_1 , U_2 , Q_1 , dan Q_2 . Analisa dilakukan untuk fase Minimum dan fase Non-Minimum. Grafik respons yang didapat diidentifikasi berdasarkan pendekatan FOPDT seperti yang telah dijelaskan di Bab II. Perubahan laju alir (U_2) mempengaruhi semua variabel kontrol, level tangki 1 mengalami kenaikan karena adanya penambahan aliran ke tangki 1, penambahan aliran ke tangki 1 inilah yang meningkatkan aliran dari tangki 2 menuju tangki 1 sehingga terjadi kenaikan level pada tangki 1, selain itu, penambahan air dengan suhu yang lebih rendah ke dalam tangki 2 mengakibatkan temperatur pada tangki 1 dan tangki 2 menurun.

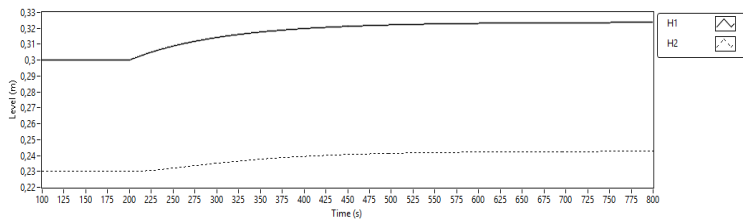
Begitu pula sebaliknya dengan peningkatan laju alir (U_1). Kemudian perubahan Q_1 dan Q_2 tidak mempengaruhi variabel h_1 dan h_2 ditunjukkan dengan respons yang konstan baik sebelum perubahan *step* maupun setelah penambahan *step*, pembatasan masalah dengan asumsi temperatur yang diinginkan tidak melebihi *boiling point* air, namun kenaikan Q_2 mempengaruhi variabel T_9 karena aliran berjalan dari tangki 2 menuju tangki 1. Sedangkan perubahan Q_1 hanya mempengaruhi variabel kontrol T_9 . Dengan demikian, matriks transfer Fungsi yang didapat yaitu :

$$\begin{bmatrix} H_1(s) \\ H_2(s) \\ T_{10}(s) \\ T_9(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} Gp_{11} & Gp_{12} & 0 & 0 \\ Gp_{21} & Gp_{22} & 0 & 0 \\ Gp_{31} & Gp_{32} & Gp_{33} & 0 \\ Gp_{41} & Gp_{42} & Gp_{43} & Gp_{44} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \\ Q_2(s) \\ Q_1(s) \end{bmatrix} \quad (IV.46)$$

IV.2.2.1 Fase Minimum

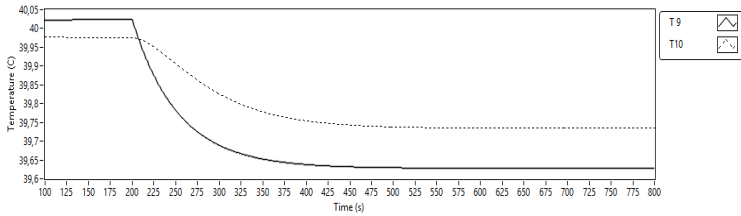
Step test dilakukan untuk system Quadruple-Tank Modifikasi II dengan $\gamma_1=0,7$ dan $\gamma_2=0,7$. Pertama adalah mengubah aliran masuk U_1 dari $2,051 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$ menjadi $2,153 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$. Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar $1,025 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$.

Simulation Result Level



Gambar IV.19 Respon perubahan level tangki karena perubahan U_1 pada fase minimum.

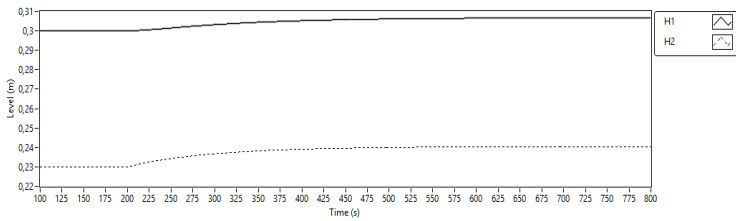
Simulation Result Temperature



Gambar IV.20 Respon perubahan temperatur tangki karena perubahan U_1 pada fase minimum.

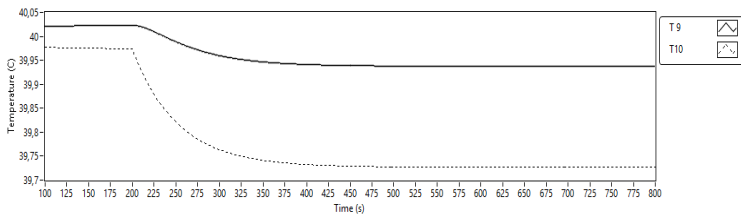
Kedua adalah mengubah aliran masuk U_2 dari $1,007 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$ menjadi $1,057 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$. Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar $5,035 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

Simulation Result Level



Gambar IV.21 Respon perubahan level tangki karena perubahan U_2 pada fase minimum.

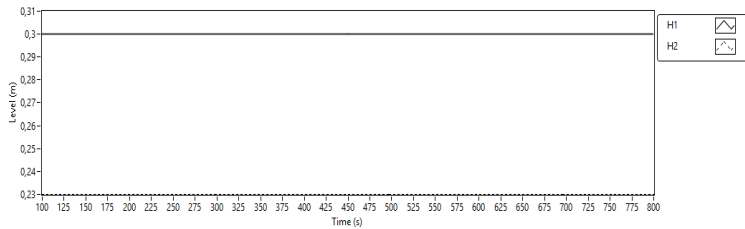
Simulation Result Temperature



Gambar IV.22 Respon perubahan temperatur tangki karena perubahan U_2 pada fase minimum.

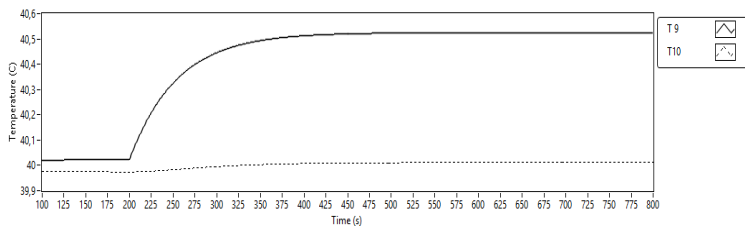
Ketiga adalah mengubah panas masuk tangki 1, Q_1 dari 7351,02 Joule menjadi 7718,57 Joule. Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar 367,55 Joule.

Simulation Result Level



Gambar IV.23 Respon perubahan level tanki karena perubahan Q_1 pada fase minimum.

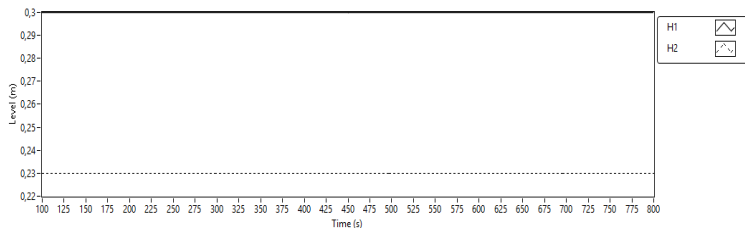
Simulation Result Temperature



Gambar IV.24 Respon perubahan temperatur tanki karena perubahan Q_1 pada fase minimum.

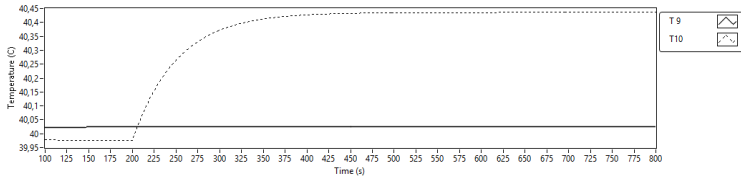
Keempat adalah mengubah panas masuk tangki 2, Q_2 dari 5554,28 Joule menjadi 5831,9957 Joule. Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar 277,71 Joule.

Simulation Result Level



Gambar IV.25 Respon perubahan level tanki karena perubahan Q_2 pada fase minimum.

Simulation Result Temperature



Gambar IV.26 Respon perubahan temperatur tanki karena perubahan Q_2 pada fase minimum.

Dari respon tersebut didapatkan model transfer fungsi untuk sistem empat tangki modifikasi II fase minimum adalah sebagai berikut.

$$Gp_{11} = \frac{38.525e^{-0.982s}}{108.982s+1} \quad (IV.47)$$

$$Gp_{21} = \frac{20.482e^{-7.982s}}{156.982s+1} \quad (IV.48)$$

$$Gp_{31} = \frac{-633.957e^{-1.982s}}{52.982s+1} \quad (IV.49)$$

$$Gp_{41} = \frac{-390.127e^{-14.982s}}{109.982s+1} \quad (IV.50)$$

$$Gp_{12} = \frac{21.848e^{-8.982s}}{141.982s+1} \quad (IV.51)$$

$$Gp_{22} = \frac{34.758e^{-0.982s}}{95.982s+1} \quad (IV.52)$$

$$Gp_{32} = \frac{-264.825e^{-18.982s}}{87.982s+1} \quad (IV.53)$$

$$Gp_{42} = \frac{-794.476e^{-1.982s}}{53.982s+1} \quad (IV.54)$$

$$Gp_{13} = 0 \quad (IV.55)$$

$$Gp_{23} = 0 \quad (IV.56)$$

$$Gp_{33} = \frac{1.388e^{-0.980s}}{52.982s+1} \quad (IV.57)$$

$$Gp_{43} = \frac{0.109e^{-13.980s}}{57.982s+1} \quad (IV.58)$$

$$Gp_{14} = 0 \quad (IV.59)$$

$$Gp_{24} = 0 \quad (IV.60)$$

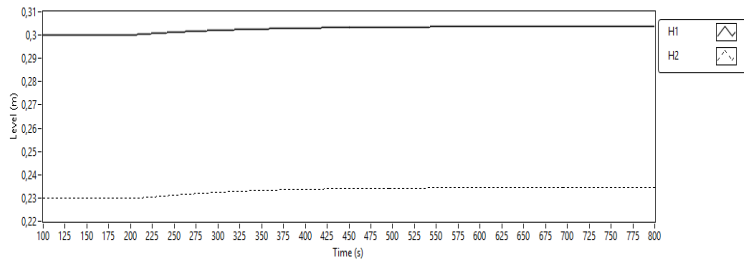
$$Gp_{34} = 0 \quad (IV.61)$$

$$Gp_{44} = \frac{1.656e^{-1.980s}}{50.982s+1} \quad (IV.62)$$

IV.2.2 Fase Non Minimum

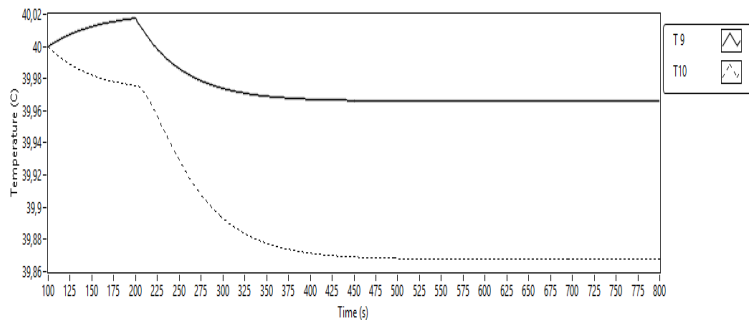
Step test dilakukan untuk system Quadruple-Tank Modifikasi II dengan $\gamma_1=0,4$ dan $\gamma_2=0,4$. Pertama adalah mengubah aliran masuk U_1 dari $4,851 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$ menjadi $5,094 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$. Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar $2,426 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.

Simulation Result Level



Gambar IV.27 Respon perubahan level tangki karena perubahan U_1 pada fase non minimum.

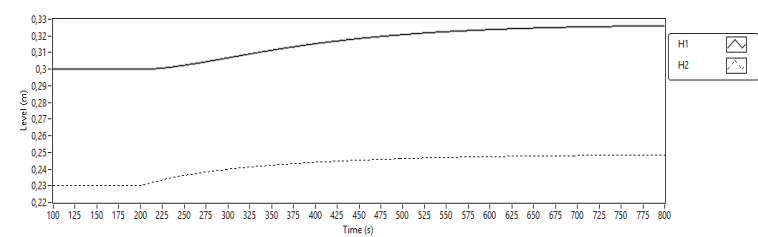
Simulation Result Temperature



Gambar IV.28 Respon perubahan temperatur tangki karena perubahan U_1 pada fase non minimum.

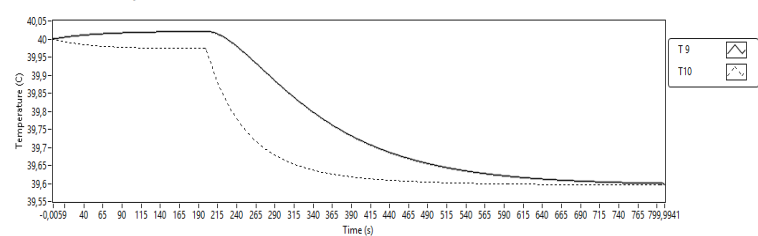
Kedua adalah mengubah aliran masuk U_2 dari $2,572 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$ menjadi $2,701 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$. Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar $1,286 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$.

Simulation Result Level



Gambar IV.29 Respon perubahan level tanki karena perubahan U_2 pada fase non minimum.

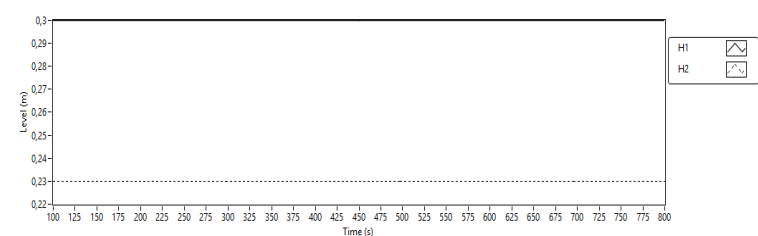
Simulation Result Temperature



Gambar IV.30 Respon perubahan temperatur tanki karena perubahan U_2 pada fase non minimum.

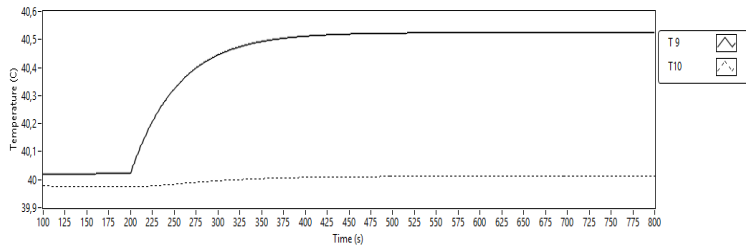
Ketiga adalah mengubah panas masuk tanki 1, Q_1 dari 7348,22 Joule menjadi 7715,632 Joule. Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar 367,41 Joule.

Simulation Result Level



Gambar IV.31 Respon perubahan level tanki karena perubahan Q_1 pada fase non minimum.

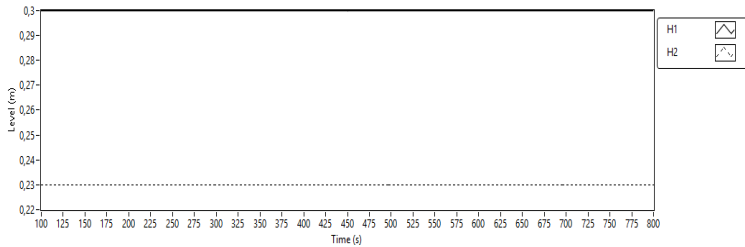
Simulation Result Temperature



Gambar IV.32 Respon perubahan temperatur tanki karena perubahan Q_1 pada fase non minimum.

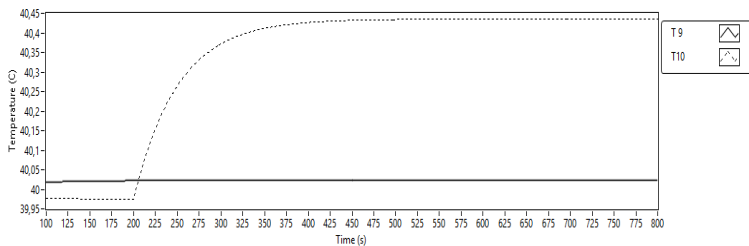
Keempat adalah mengubah panas masuk tanki 2, Q_2 dari 5553,05 Joule menjadi 5830,7054 Joule. Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar 277,65 Joule.

Simulation Result Level



Gambar IV.33 Respon perubahan level tanki karena perubahan Q_2 pada fase non minimum.

Simulation Result Temperature



Gambar IV.34 Respon perubahan temperatur tanki karena perubahan Q_2 pada fase non minimum.

Dari respon tersebut didapatkan model transfer fungsi untuk sistem empat tangki modifikasi II fase nonminimum adalah sebagai berikut.

$$Gp_{11} = \frac{26.110e^{-1,980s}}{121.98s+1} \quad (IV.63)$$

$$Gp_{21} = \frac{30.920e^{-8,980s}}{115.98s+1} \quad (IV.64)$$

$$Gp_{31} = \frac{-343.556e^{5.98s}}{57.98s+1} \quad (IV.65)$$

$$Gp_{41} = \frac{-687.111e^{-14.98s}}{78.98s+1} \quad (IV.66)$$

$$Gp_{12} = \frac{33.820e^{-6,982s}}{217.98s+1} \quad (IV.67)$$

$$Gp_{22} = \frac{23.972e^{-0,982s}}{134.98s+1} \quad (IV.68)$$

$$Gp_{32} = \frac{-544.230e^{-13.98s}}{170.98s+1} \quad (IV.69)$$

$$Gp_{42} = \frac{-479.440e^{-1.98s}}{56.98s+1} \quad (IV.70)$$

$$Gp_{13} = 0 \quad (IV.71)$$

$$Gp_{23} = 0 \quad (IV.72)$$

$$Gp_{33} = \frac{1.361e^{-0.98s}}{50.982s+1} \quad (IV.73)$$

$$Gp_{43} = \frac{0.109e^{-8.98s}}{54.98s+1} \quad (IV.74)$$

$$Gp_{14} = 0 \quad (IV.75)$$

$$Gp_{24} = 0 \quad (IV.76)$$

$$Gp_{34} = 0 \quad (IV.77)$$

$$Gp_{44} = \frac{0.180e^{-0.98s}}{2.98s+1} \quad (IV.78)$$

Baik pada Fase Non Minimum dan Fase Minimum didapatkan adanya time delay pada proses, meskipun cukup kecil pada beberapa model transfer fungsi. Hal ini menunjukkan bahwa system memiliki *time delay*, sesuai dengan apa yang telah diajukan oleh Juwari, 2014.

IV.3 Analisis Interaksi

Penyusunan blok diagram untuk sistem MIMO 4x4 bergantung pada pairing pengendali yang digunakan. Dari perhitungan nilai relative gain dengan metode RGA didapatkan :

IV.3.1 Analisis Interaksi Modifikasi I

IV.3.1.1 Fase Minimum ($\gamma_1=0,7$; $\gamma_2=0,7$)

$$\Lambda = \begin{bmatrix} 1,2219 & -0,2219 & 0 & 0 \\ -0,2219 & 1,2219 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} \quad (\text{IV.79})$$

Rekomendasi yaitu memilih pairing berdasarkan nilai relative gain dengan nilai positif dan sedekat mungkin dengan 1. Sehingga pairing yang dipilih yaitu :

$$\begin{array}{cc} h_1-U_1 & h_2-U_2 \\ T_9-Q_1 & T_{10}-Q_2 \end{array}$$

Pada saat proses berada dalam fase minimum ($\gamma_1=0,7$; $\gamma_2=0,7$), besarnya laju alir ke tangki 1 dan 2 lebih besar dari besarnya laju alir ke tangki 3 dan 4. Kondisi tersebut mengakibatkan ketinggian air pada tangki 1 lebih mudah dikendalikan oleh laju alir dari pompa 1 dan ketinggian air pada tangki 2 lebih mudah dikendalikan oleh laju alir dari pompa 2. Sehingga untuk pengendali level digunakan pairing h_1-U_1 dan h_2-U_2 .

Kondisi steady state untuk level tangki 1 yaitu 0,3 m dan tangki 2 0,23 m. Keadaan tersebut mengakibatkan aliran air pada pipa penghubung mengalir dari tangki 1 ke tangki 2. Suhu air pada tangki 1 sangat dipengaruhi pemanas 1 dan suhu air pada tangki 2 sangat dipengaruhi pemanas 2. Sehingga untuk pengendali suhu digunakan pairing T_9-Q_1 dan $T_{10}-Q_2$.

IV.3.1.2 Fase Non Minimum ($\gamma_1=0,4$; $\gamma_2=0,4$)

$$\Lambda = \begin{bmatrix} -0,7778 & 1,7778 & 0 & 0 \\ 1,7778 & -0,7778 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} \quad (\text{IV.80})$$

Sehingga pairing yang dipilih yaitu :

$$\begin{array}{cc} h_1-U_2 & h_2-U_1 \\ T_9-Q_1 & T_{10}-Q_2 \end{array}$$

Pada saat proses berada dalam fase non minimum ($\gamma_1=0,4$; $\gamma_2=0,4$), besarnya laju alir ke tangki 3 dan 4 lebih besar dari besarnya laju alir ke tangki 1 dan 2. Kondisi tersebut mengakibatkan ketinggian air pada tangki 1 lebih mudah dikendalikan oleh laju alir keluaran tangki 3 dan ketinggian air pada tangki 2 lebih mudah dikendalikan oleh laju alir keluaran tangki 4 karena tangki 3 dan 4 memiliki volume air yang lebih banyak. Sehingga untuk pengendali level digunakan pairing H_1-U_2 dan H_2-U_1 . Sama halnya dengan proses pada fase minimum, pairing pengendali yang digunakan yaitu T_9-Q_1 dan $T_{10}-Q_2$.

IV.3.2 Analisis Interaksi Modifikasi II

IV.3.2.1 Fase Minimum ($\gamma_1=0,7$; $\gamma_2=0,7$)

$$\Lambda = \begin{bmatrix} 1,5019 & -0,5019 & 0 & 0 \\ -0,5019 & 1,5019 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} \quad (\text{IV.81})$$

Rekomendasi yaitu memilih pairing berdasarkan nilai relative gain dengan nilai positif dan sedekat mungkin dengan 1. Sehingga pairing yang dipilih yaitu :

$$\begin{array}{cc} h_1-U_1 & h_2-U_2 \\ T_9-Q_1 & T_{10}-Q_2 \end{array}$$

Pada saat proses berada dalam fase minimum ($\gamma_1=0,7$; $\gamma_2=0,7$), besarnya laju alir ke tangki 1 dan 2 lebih besar dari besarnya laju alir ke tangki 3 dan 4. Kondisi tersebut mengakibatkan ketinggian air pada tangki 1 lebih mudah dikendalikan oleh laju alir dari pompa 1 dan ketinggian air pada tangki 2 lebih mudah dikendalikan oleh laju alir dari pompa 2.

Sehingga untuk pengendali level digunakan pairing h_1 - U_1 dan h_2 - U_2 .

Kondisi steady state untuk level tangki 1 yaitu 0,25 m dan tangki 2 0,255 m. Keadaan tersebut mengakibatkan aliran air pada pipa penghubung mengalir dari tangki 2 ke tangki 1. Suhu air pada tangki 1 sangat dipengaruhi pemanas 1 dan suhu air pada tangki 2 sangat dipengaruhi pemanas 2. Sehingga untuk pengendali suhu digunakan pairing T_9 - Q_1 dan T_{10} - Q_2 .

IV.3.2.2 Fase Non Minimum ($\gamma_1=0,4$; $\gamma_2=0,4$)

$$\Lambda = \begin{bmatrix} -1,491 & 2,4910 & 0 & 0 \\ 2,4910 & -1,4910 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} \quad (\text{IV.82})$$

Sehingga pairing yang dipilih yaitu :

$$\begin{array}{cc} h_1-U_2 & h_2-U_1 \\ T_9-Q_1 & T_{10}-Q_2 \end{array}$$

Pada saat proses berada dalam fase non minimum ($\gamma_1=0,4$; $\gamma_2=0,4$), besarnya laju alir ke tangki 3 dan 4 lebih besar dari besarnya laju alir ke tangki 1 dan 2. Kondisi tersebut mengakibatkan ketinggian air pada tangki 1 lebih mudah dikendalikan oleh laju alir keluaran tangki 3 dan ketinggian air pada tangki 2 lebih mudah dikendalikan oleh laju alir keluaran tangki 4 karena tangki 3 dan 4 memiliki volume air yang lebih banyak. Sehingga untuk pengendali level digunakan pairing H_1 - U_2 dan H_2 - U_1 . Sama halnya dengan proses pada fase minimum, pairing pengendali yang digunakan yaitu T_9 - Q_1 dan T_{10} - Q_2 .

IV.4 Analisis Respon Pengendalian

IV.4.1 Analisis Respon Pengendalian Modifikasi I

IV.4.1.1 Fase Minimum ($\gamma_1 = 0,7$ & $\gamma_2 = 0,7$)

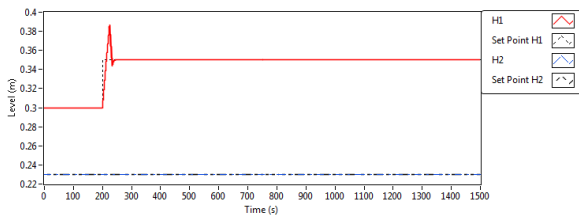
a. Pengendali PI – PID (*detuning Mc Avoy*)

Pada penggunaan pengendali PI - PID dilakukan perhitungan parameter dengan menggunakan metode Ziegler-Nichols dan *detuning* dengan metode Mc Avoy didapatkan parameter pada masing-masing pengendali seperti tertera pada tabel IV.5.

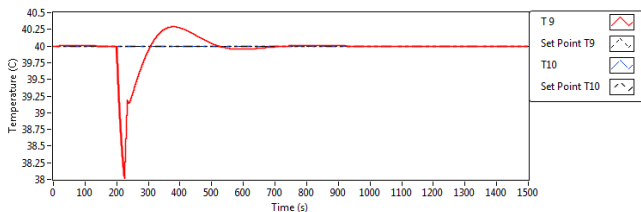
Tabel IV.5 Tabel Hasil *Detuning* Parameter Pengendali PI - PID

Pairing Controller	PI dan PID		
	Kc	T _I	T _D
h ₁ - U ₁	1,37	3,26	
h ₂ - U ₂	1,37	3,26	
T ₉ -Q ₁	10,59	3,91	0,98
T ₁₀ -Q ₂	25,57	1,95	0,49

Parameter tersebut digunakan untuk simulasi *closed loop*, kemudian dilakukan perubahan *set point* pada setiap variabel kontrol. Pada awal simulasi, sistem telah stabil sesuai kondisi steady state. Perubahan *set point* dilakukan pada waktu simulasi mencapai 200 detik. Perubahan tersebut dilakukan pada variabel kontrol h₁, h₂, T₉, dan T₁₀ dengan menganalisa perubahan empat variabel kontrol ketika salah satu variabel dilakukan perubahan *set point*. Pertama dilakukan perubahan *set point* h₁, respon proses kemudian di plot ke dalam bentuk grafik, sehingga dapat diamati pada gambar IV.35.



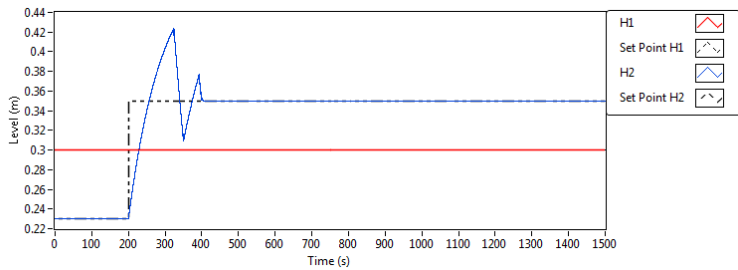
(a)



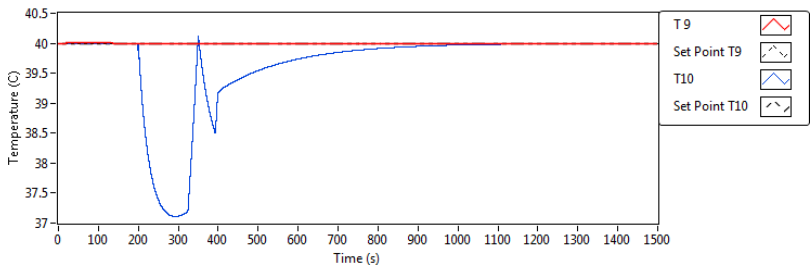
(b)

Gambar IV.35 Hasil simulasi pengendali PI dan PID pada perubahan *set point* h₁:
(a) level; (b) temperatur.

Hasil simulasi pada perubahan *set point* h_2 dapat diamati pada Gambar IV.36.



(a)



(b)

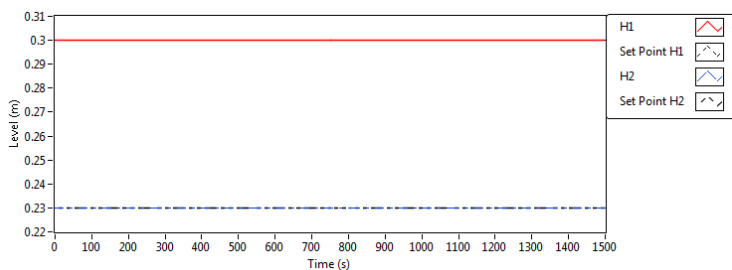
Gambar IV.36 Hasil simulasi pengendali PI dan PID pada perubahan *set point* h_2 :

(a) level; (b) temperatur.

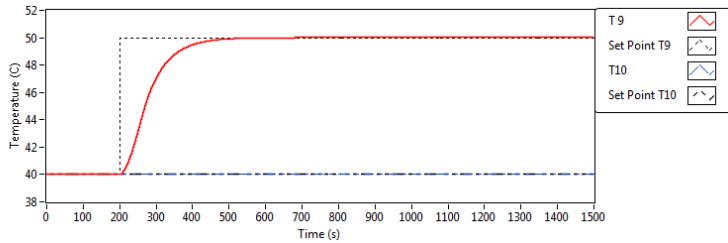
Simulasi *closed loop* dilakukan pada sistem dengan fase minimum, pada proses tersebut diberikan perubahan *set point* level (h_1) dari 0,30 m ke 0,35 m pada waktu simulasi 200 detik. Berdasarkan hasil simulasi, respons proses dapat mencapai *set point* tanpa adanya *offset* dalam waktu 49,2402 detik (0,82 menit). Sama halnya ketika dilakukan perubahan *set point* h_2 dari 0,23 m ke 0,35 m pada waktu yang sama. Hasil menunjukkan respons proses dapat mencapai *set point* dalam waktu 209,2134 detik (3,49 menit). Dari hasil tersebut dapat dikatakan bahwa pengendali PI cukup mampu untuk mengatasi pengendalian level modifikasi I sistem empat tangki.

Adanya perubahan *set point* pada level mengakibatkan adanya sedikit gangguan pada pengendalian temperatur. Dari grafik hasil simulasi dapat diamati bahwa ketika dilakukan perubahan *set point* pada h_1 , maka temperatur tangki 1 (T_9) terjadi sedikit perubahan temperatur hingga akhirnya kembali ke *set point*. Sedangkan pada tangki 2 (T_{10}) temperatur tetap konstan. Hal tersebut juga terjadi ketika dilakukan perubahan *set point* pada h_2 . Berdasarkan analisa, perubahan temperatur dapat teratasi dengan baik oleh pengendali PID, hal tersebut dapat dilihat dari temperatur T_9 dan T_{10} yang kembali ke *set point* tanpa adanya *offset*. Waktu yang dibutuhkan untuk T_9 mencapai *set point* kembali ketika *set point* h_1 dirubah menjadi 0,35 m yaitu sekitar 674,0612 detik (11,23 menit). Sedangkan ketika *set point* h_2 dirubah menjadi 0,35 m, waktu yang dibutuhkan untuk T_{10} kembali ke *set point* yaitu sekitar 1133,2283 detik (18,89 menit). Sehingga dapat dikatakan bahwa pengendali temperatur pada sistem ini bekerja dengan baik, namun membutuhkan waktu yang lama dalam mencapai *set point*.

Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada T_9 dapat dilihat pada Gambar IV.37.



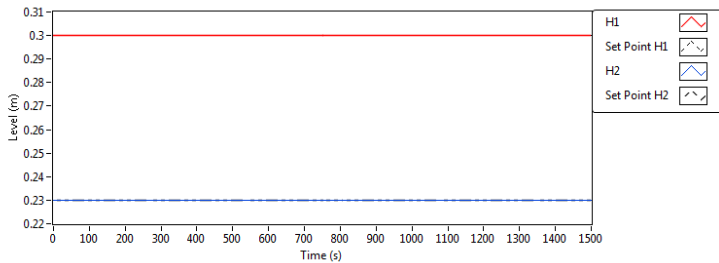
(a)



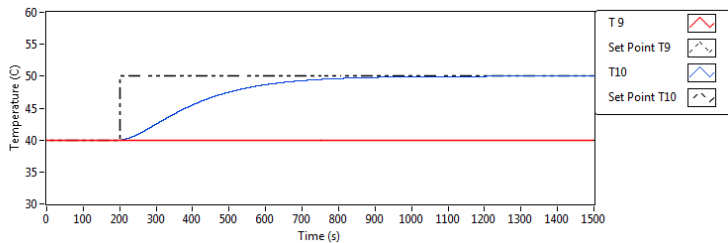
(b)

Gambar IV.37 Hasil simulasi pengendali PI dan PID pada perubahan *Set point* T_9 :
(a) level; (b) temperatur.

Hasil simulasi pada perubahan *set point* T_{10} dapat diamati pada Gambar IV.38.



(a)



(b)

Gambar IV.38 Hasil simulasi pengendali PI dan PID pada perubahan *set point* T_{10} :
(a) level; (b) temperatur.

Simulasi *closed loop* dilakukan pada sistem dengan fase minimum, pada proses tersebut diberikan perubahan *set point* temperatur (T_9) dari 40°C ke 50°C pada waktu simulasi 200 detik. Berdasarkan hasil simulasi, respons proses dapat mencapai *set point* tanpa adanya *offset* dalam waktu 319 detik (5,3 menit). Sama halnya ketika dilakukan perubahan *set point* T_{10} dari 40°C ke 50°C pada waktu yang sama. Hasil menunjukkan respons proses dapat mencapai *set point* dengan adanya *offset* sebesar 0,74 % dalam waktu 596,4406 detik (9,94 menit) kemudian temperature stabil pada 49,63 °C.

Adanya perubahan *set point* pada temperatur (T_9 dan T_{10}) tidak menyebabkan gangguan pada pengendali level. Hal ini sesuai dengan hasil analisa dinamika proses yang telah dibahas pada sub bab sebelumnya. Tidak ada interaksi antara Q_1 dan Q_2 dengan h_1 dan h_2 . Sehingga ketika dilakukan perubahan *set point* temperatur, maka tidak ada perubahan pada level. Respons proses tetap stabil pada *set point* awal.

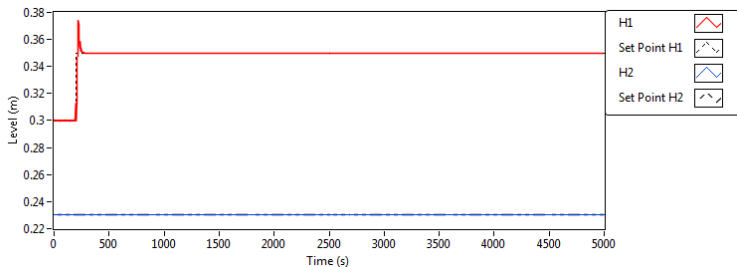
b. Pengendali PI (*detuning BLT*)

Pada penggunaan pengendali PI - PID dilakukan perhitungan parameter dengan menggunakan metode Ziegler-Nichols dan *detuning* dengan metode BLT didapatkan parameter pada masing-masing pengendali seperti tertera pada tabel IV.6.

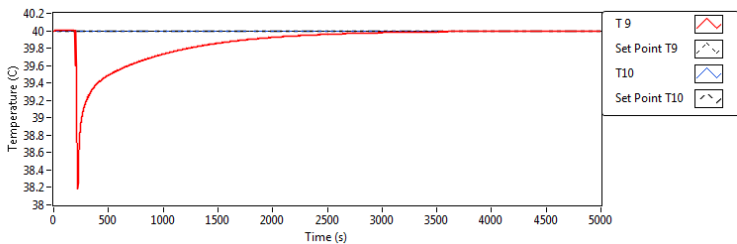
Tabel IV.6 Tabel Hasil *Detuning* Parameter Pengendali PI (*detuning BLT*)

Pairing Controller	K_{ZNI}	T_{ZNI}	K_C	T_I
$h_1 - U_1$	1,9730	3,2673	0,63	10,20
$h_2 - U_2$	1,9675	3,2657	0,63	10,19
$T_9 - Q_1$	11,4377	6,5169	3,66	20,34
$T_{10} - Q_2$	27,6279	3,2557	8,85	10,16

Sama halnya dengan pengendalian PID dengan *detuning Mc Avoy*, parameter tersebut digunakan untuk simulasi *closed loop*, kemudian dilakukan perubahan *set point* pada setiap variabel kontrol. Pada awal simulasi, sistem telah stabil sesuai kondisi steady state. Perubahan *set point* dilakukan pada waktu simulasi mencapai 200 detik. Perubahan tersebut dilakukan pada variabel kontrol h_1 , h_2 , T_9 , dan T_{10} dengan menganalisa perubahan empat variabel kontrol ketika salah satu variabel dilakukan perubahan *set point*. Pertama dilakukan perubahan *set point* h_1 , respon proses kemudian di plot ke dalam bentuk grafik, sehingga dapat diamati pada gambar IV.39.



(a)

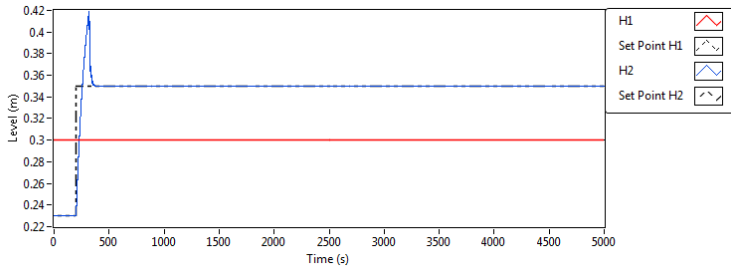


(b)

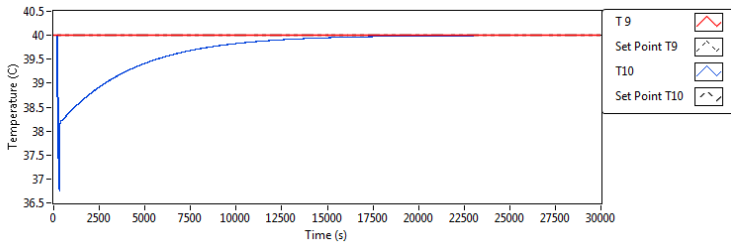
Gambar IV.39 Hasil simulasi pengendali PI pada perubahan *set point* h_1 :

(a) level; (b) temperatur.

Hasil simulasi pada perubahan *set point* h_2 dapat diamati pada Gambar IV.40.



(a)



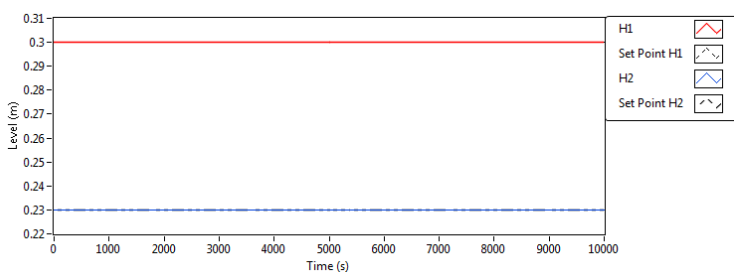
(b)

Gambar IV.40 Hasil simulasi pengendali PI pada perubahan *set point* h_2 :

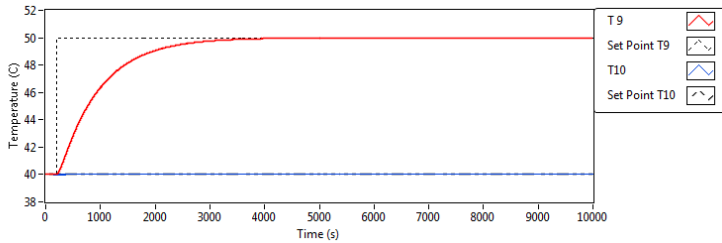
(a) level; (b) temperatur.

Simulasi *closed loop* dengan detuning BLT ini dilakukan pada sistem dengan fase minimum, pada proses tersebut diberikan perubahan *set point* level (h_1) dari 0,3 m ke 0,35 m pada waktu simulasi 200 detik. Berdasarkan hasil simulasi, respons proses dapat mencapai *set point* tanpa adanya *offset* dalam waktu 89,4889 detik (1,49 menit). Sama halnya ketika dilakukan perubahan *set point* h_2 dari 0,23 m ke 0,35 m pada waktu yang sama. Hasil menunjukkan respons proses dapat mencapai *set point* tanpa adanya *offset* dalam waktu 197,7781 detik (3,30 menit). Dari hasil tersebut dapat dikatakan bahwa pengendali PI cukup mengatasi pengendalian level modifikasi II sistem empat tangki.

Adanya perubahan *set point* pada level mengakibatkan adanya sedikit gangguan pada pengendalian temperatur. Dari grafik hasil simulasi dapat diamati bahwa ketika dilakukan perubahan *set point* pada h_1 , maka temperatur tangki 1 (T_9) terjadi sedikit penurunan temperatur. Sedangkan pada tangki 2 (T_{10}) temperatur tetap. Hal tersebut juga terjadi ketika dilakukan perubahan *set point* pada h_2 . Berdasarkan analisa, perubahan temperatur pada kedua tangki dapat teratasi dengan baik oleh pengendali PID, hal tersebut dapat dilihat dari temperatur T_9 dan T_{10} yang kembali ke *set point* tanpa adanya *offset*. Waktu yang dibutuhkan untuk T_9 mencapai *set point* kembali ketika *set point* h_1 dirubah menjadi 0,35 m yaitu sekitar 4068,2157 detik (67,80 menit). Sedangkan ketika *set point* h_2 dirubah menjadi 0,35 m, waktu yang dibutuhkan untuk T_{10} kembali ke *set point* yaitu sekitar 24810,9066 detik (413,52 menit). Sehingga dapat dikatakan bahwa pengendali temperatur pada sistem ini bekerja dengan baik, namun membutuhkan waktu yang sangat lama dalam mencapai *set point*. Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada T_9 dapat dilihat pada Gambar IV.41



(a)

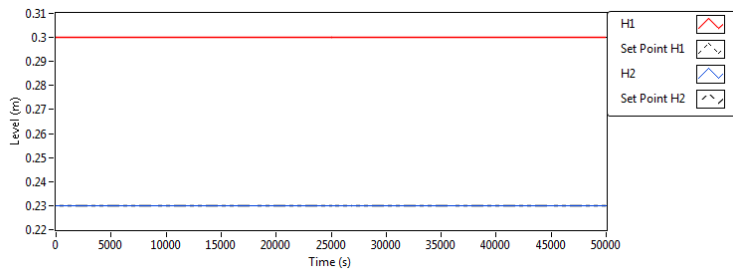


(b)

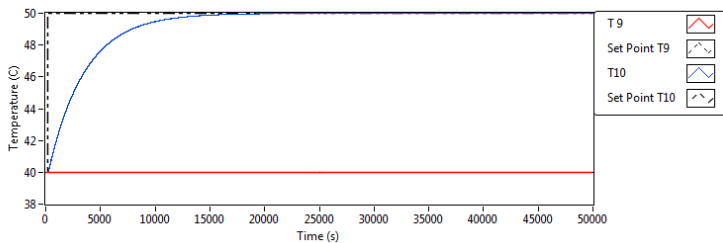
Gambar IV.41 Hasil simulasi pengendali PI pada perubahan *set point* T_9 :

(a) level; (b) temperatur.

Hasil simulasi pada perubahan *set point* T_{10} dapat diamati pada Gambar IV.42.



(a)



(b)

Gambar IV.42 Hasil simulasi pengendali PI pada perubahan *set point* T_{10} :

(a) level; (b) temperatur.

Simulasi *closed loop* dilakukan pada sistem dengan fase minimum, pada proses tersebut diberikan perubahan *set point* temperatur (T_9) dari 40°C ke 50°C pada waktu simulasi 200 detik. Berdasarkan hasil simulasi, respons proses dapat mencapai *set point* tanpa adanya *offset* dalam waktu 5823,7231 detik (97,06 menit). Sama halnya ketika dilakukan perubahan *set point* T_{10} dari 40°C ke 50°C pada waktu yang sama. Hasil menunjukkan respons proses dapat mencapai *set point* tanpa adanya *offset* dalam waktu yang lebih lama yaitu 20057,5115 detik (334,29 menit).

Adanya perubahan *set point* pada temperature (T_9 dan T_{10}) tidak menyebabkan gangguan pada pengendali level. Hal ini sesuai dengan hasil analisa dinamika proses yang telah dibahas pada sub bab sebelumnya. Tidak ada interaksi antara Q_1 dan Q_2 dengan h_1 dan h_2 . Sehingga ketika dilakukan perubahan *set point* temperature, maka tidak ada perubahan pada level. Respons proses tetap stabil pada *set point* awal.

c. **Pengendali Two Degree of Freedom-IMC (tuning MP-GM)**

Pada kenyataannya parameter fungsi hantar model memiliki perbedaan dengan di *plant* karena parameter-parameter seperti level dan temperatur dari peralatan yang berubah sehingga harga *gain*, *dead time* dan *time constant* proses akan berdeviasi. Pada penelitian ini harga deviasi yang diambil adalah sebesar kurang lebih 20%. Dari perbedaan antara model proses dengan *plant* akan dicari harga *gain*, *dead time* dan *time constant* proses yang paling sulit dikendalikan dengan membuat *complementary sensitivity function* dari kombinasi harga-harga tersebut, yang memberikan harga *maximum peak* (M_p) paling tinggi itulah kombinasi harga yang memberikan kasus yang paling sulit dikendalikan (*worst case*). Untuk nilai fungsi transfer *worst case model* tertera pada tabel IV.7.

Tabel IV.7 Tabel *Worst Case Model*

	Model Proses	Worst Case Model
G_{11}	$\frac{43,577e^{-0.982s}}{117,982s + 1}$	$\frac{52,29e^{-1.18s}}{94,39s + 1}$
G_{22}	$\frac{38,162e^{-0.982s}}{102,982s + 1}$	$\frac{45,79e^{-1.18s}}{82,39s + 1}$
G_{33}	$\frac{1,661e^{-0.982s}}{51,982s + 1}$	$\frac{1,99e^{-2,38s}}{41,59s + 1}$
G_{44}	$\frac{1,482e^{-0,015s}}{55,982s + 1}$	$\frac{1,78e^{-0,02s}}{44,79s + 1}$

(a) Mp Tuning

Metode *Mp Tuning* menentukan parameter pengendali sedemikian hingga *complimentary sensitivity function* dari masing-masing *loop* dapat bernilai 1,05. Untuk mencari parameter pengendali (λ) dari masing-masing *loop*, harus dicari dulu nilai λ yang dihitung tanpa memperhitungkan interaksi, artinya masing-masing *loop* dianggap sebagai *single loop* dengan *complementary sensitivity function* atau $|T(j\omega)|$ sebagai SISO:

$$\frac{Y_1}{Y_{sp1}} = \frac{G_{c1}G_{p11}}{1+G_{c1}(G_{p11}-G_{pm11})} \quad (IV.83)$$

$$\frac{Y_2}{Y_{sp2}} = \frac{G_{c2}G_{p22}}{1+G_{c2}(G_{p22}-G_{pm22})} \quad (IV.84)$$

Hal ini dikarenakan perhitungan $|T(j\omega)|$ untuk sistem MIMO mengandung G_c *loop* lainnya sehingga untuk menyederhanakan iterasi nilai λ yang dihitung secara SISO dimasukkan dalam perhitungan $|T(j\omega)|$ MIMO sebagai berikut:

$$\frac{Y_1}{Y_{sp1}} = \frac{G_{c1}G_{p11}+G_{c1}G_{c2}(G_{p11}G_{p22}-G_{p12}G_{p21})}{(1+G_{c1}G_{p11})(1+G_{c2}G_{p22})-G_{c1}G_{c2}G_{c12}G_{c21}} \quad (IV.85)$$

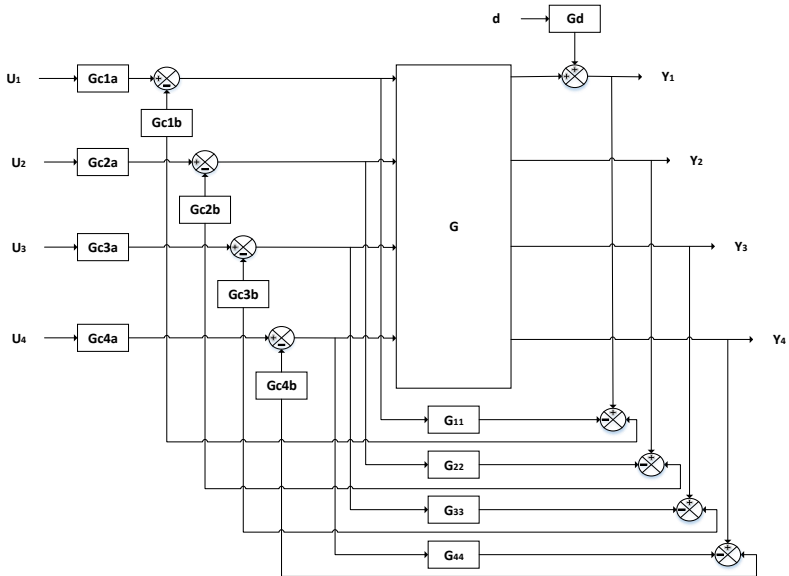
$$\frac{Y_2}{Y_{sp2}} = \frac{G_{c2}G_{p22}+G_{c1}G_{c2}(G_{p11}G_{p22}-G_{p12}G_{p21})}{(1+G_{c2}G_{p22})(1+G_{c2}G_{p22})-G_{c1}G_{c2}G_{c12}G_{c21}} \quad (IV.86)$$

$$\frac{Y_3}{Y_{sp3}} = \frac{G_{p33}G_{c3}}{1+G_{p33}G_{c3}} \quad (IV.87)$$

$$\frac{Y_4}{Y_{sp4}} = \frac{G_{p44}G_{c4}}{1+G_{p44}G_{c4}} \quad (\text{IV.88})$$

(b) GM Tuning

Pada 2DoF – IMC terdapat 2 pengendali pada masing-masing *loop*. G_{c1} sebagai pengendali *setpoint* sedangkan G_{c2} sebagai pengendali *disturbance*. Berikut skema sistem yang tertera pada Gambar IV.43.



Gambar IV.43. Skema pengendalian 2DoF-IMC pada sistem 4x4

Dalam sistem Quadruple-Tank terdapat beberapa kemungkinan adanya disturbance yang bisa terjadi, yaitu :

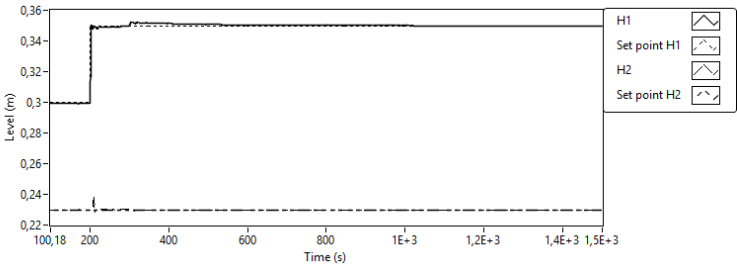
1. Buka-an valve bagian bawah tangki 1,2,3, dan 4 yang diwakili oleh luas permukaan lubang pipa bawah ($a_1=a_2=a_3=a_4$)
2. Interaksi antar tangki 1 dan 2 serta tangki 3 dan 4 yang diwakili oleh luas permukaan lubang pipa samping ($a_1'=a_2'=a_3'=a_4'$)
3. Rasio laju alir 1 dan 2 (y_1 dan y_2)

Pada penggunaan pengendali *Two Degree of Freedom-IMC* dilakukan perhitungan parameter dengan menggunakan *tuning* MP-GM (Maximum Peak-Gain Margin) didapatkan parameter pada masing-masing loop seperti tertera pada tabel IV.8.

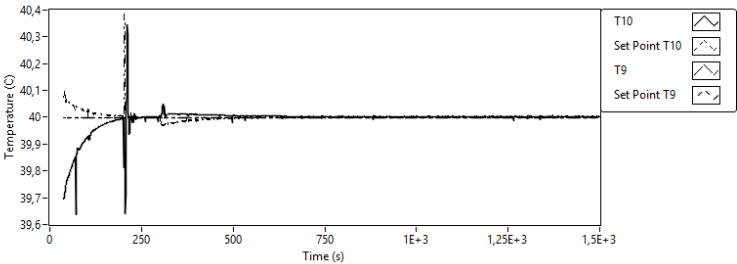
Tabel IV.8 Tabel Hasil *tuning* Parameter Pengendali 2DoF-IMC

Parameter	Loop 1		Loop 2		Loop 3		Loop 4	
	λ	α	λ	α	λ	A	λ	A
MP	1,98		1,98		3,79		0,28	
GM	1,78	2,38	1,78	2,38	3,41	4,44	0,25	1,83

Berikut hasil simulasi untuk pengendalian 2DoF-IMC dengan Mp-GM Tuning. Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada h_1 dapat dilihat pada Gambar IV.44



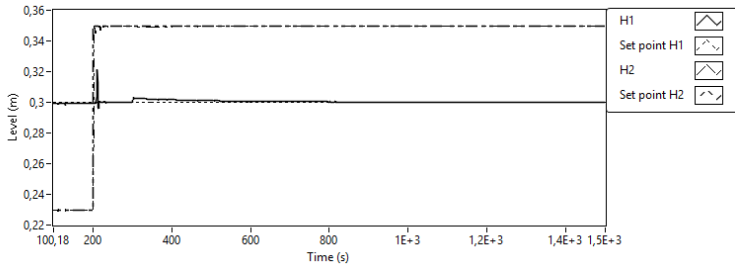
(a)



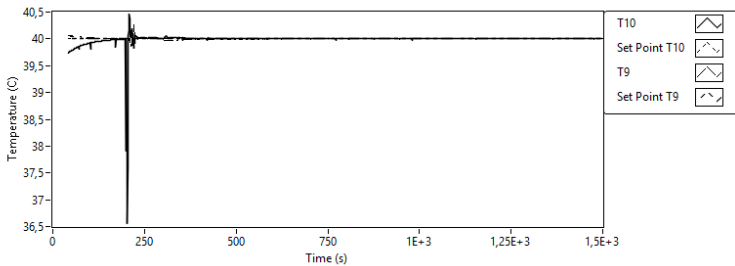
(b)

Gambar IV.44 Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan *set point* h_1 :
(a) level; (b) temperatur.

Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada h_2 dapat dilihat pada Gambar IV.45



(a)



(b)

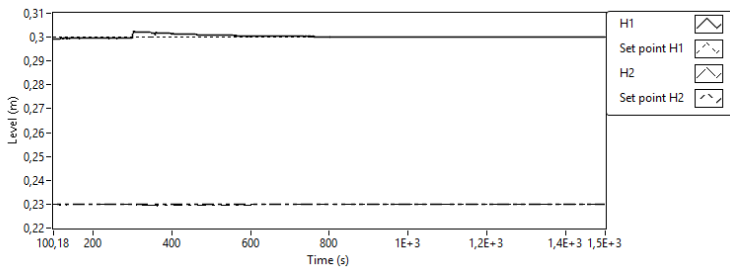
Gambar IV.45 Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan *set point* h_2 :
(a) level; (b) temperature.

Pada simulasi *closed loop* dilakukan perubahan *set point* level (h_1) dari 0,3 m menjadi 0,35 m pada waktu simulasi 200 detik dengan pemberian disturbance pada bukaan valve di tangki 1 sebesar 90%. Berdasarkan hasil simulasi, respons variabel kontrol h_1 dapat mencapai *set point* tanpa adanya *offset* pada waktu 300,99 detik (5,02 menit) dengan pemberian disturbance pada waktu simulasi 500 detik akan mencapai *set point* kembali pada waktu 883,93 detik (14,73 menit). Sama halnya ketika dilakukan perubahan *set point* h_2 dari 0,23 m ke 0,35 m. Respons variabel kontrol h_2 dengan pemberian disturbance pada waktu simulasi 500 akan mencapai *set point* dengan adanya *offset* sebesar 0,03%. Dari

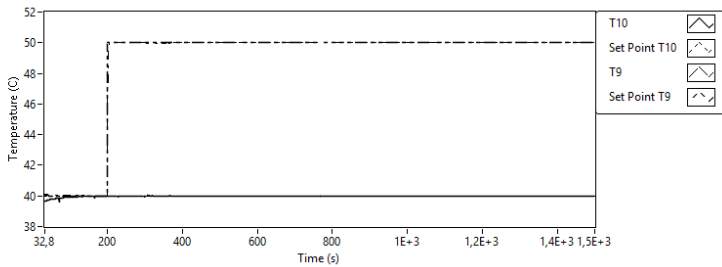
hasil tersebut dapat dikatakan bahwa pengendali 2DoF-IMC cukup baik dalam pengendalian level modifikasi II sistem empat tangki.

Adanya perubahan *set point* pada level mengakibatkan adanya sedikit gangguan pada pengendalian temperatur. Perubahan temperatur dapat diatasi dengan baik oleh IMC, hal tersebut dapat dilihat dari temperatur T_9 dan T_{10} yang kembali ke *set point* tanpa adanya *offset*.

Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada T_9 dapat dilihat pada Gambar IV.46.



(a)

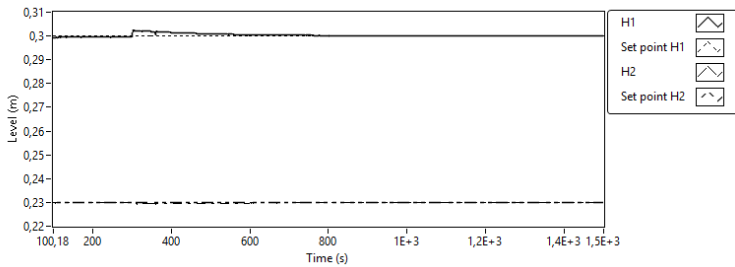


(b)

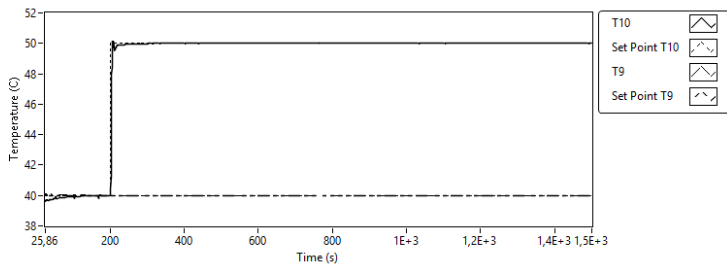
Gambar IV.46 Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan *set point* T_9 :

(a) level; (b) temperatur.

Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada T_{10} dapat dilihat pada Gambar IV.47



(a)



(b)

Gambar IV.47 Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan *set point* T_{10} :
(a) level; (b) temperatur.

Pada simulasi *closed loop* diberikan perubahan *set point* temperatur T_9 dari 40°C ke 50°C pada waktu simulasi 200 detik dengan pemberian disturbance pada bukaan valve di tangki 1 sebesar 90%. Berdasarkan hasil simulasi, respons variabel kontrol T_9 dapat mencapai *set point* tanpa adanya *offset* dalam waktu 289,93 detik (4,83 menit). Sama halnya ketika dilakukan perubahan *set point* T_{10} dari 40°C ke 50°C pada waktu yang sama. Respons variabel kontrol T_{10} dapat mencapai *set point* dalam waktu 290,05 detik (4,83 menit). Pada gambar IV.46b dan gambar IV.47b terlihat bahwa pada perubahan temperature, pemberian disturbance tidak banyak berpengaruh. Hal ini dikarenakan pemberian

disturbancenya kemungkinan terlalu kecil, sehingga tidak memberikan pengaruh pada respons variable kontrol temperatur T_9 dan T_{10} .

Pada gambar IV.46a dan gambar IV.47a, terlihat adanya respon pada waktu simulasi 500 detik yang disebabkan dari adanya penambahan disturbance. Dalam hal ini, perubahan temperatur tidak mempengaruhi level. Hal ini sesuai dengan hasil analisa dinamika proses yang telah dibahas pada sub bab sebelumnya.

Ada beberapa faktor yang menunjukkan keunggulan pengendali satu dengan pengendali lainnya, diantaranya adalah *settling time* atau waktu yang dibutuhkan respons variabel kontrol untuk menuju set point, *behaviour* grafik sebelum mencapai set point yaitu berosilasi atau tidak, dan nilai *integral of the absolute value of error* (IAE) yang menunjukkan integral dari selisih antara *set point* dengan respons variabel kontrol

Nilai dari IAE pada respons *closed loop* Modifikasi II Sistem Empat Tangki Fase Minimum terdapat pada tabel IV.9 dan tabel IV.10.

Tabel IV.9 Tabel Nilai IAE dari respon *closed loop* PI-PID dengan *detuning* Mc Avoy dan PI – PI dengan *detuning* BLT

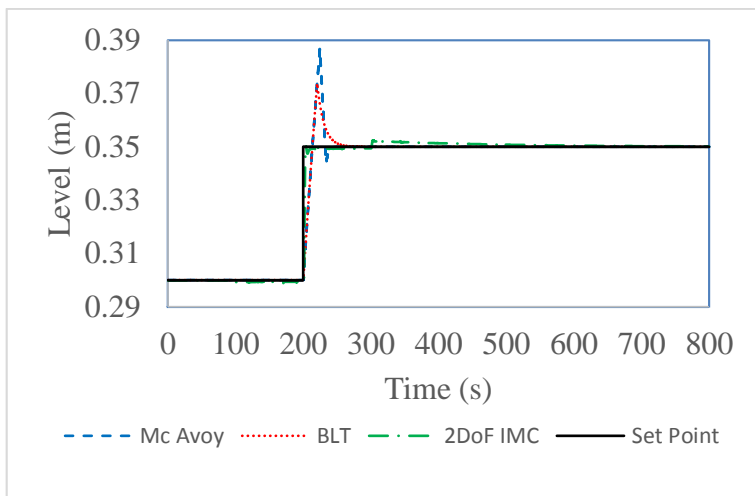
Perubahan Set Point	Detuning Mc Avoy			
	h1	h2	T10	T9
h1	0,6488520	0,0001577	198,658	1,104
h2	0,0003604	8,0102200	80,614	520,949
T9	0,0000679	0,0000291	1090,010	1,104
T10	0,0000679	0,0000291	80,619	2225,250
Perubahan Set Point	Detuning BLT			
	h1	h2	T9	T10
h1	0,636	0,074	286,026	13,085
h2	0,707	7,784	813,542	7831,690
T9	0,162	0,168	6606,920	17,526
T10	0,811	0,811	818,241	33732,500

Tabel IV.10 Tabel Nilai IAE dari respon *closed loop* 2DoF-IMC dengan *tuning* MP-GM

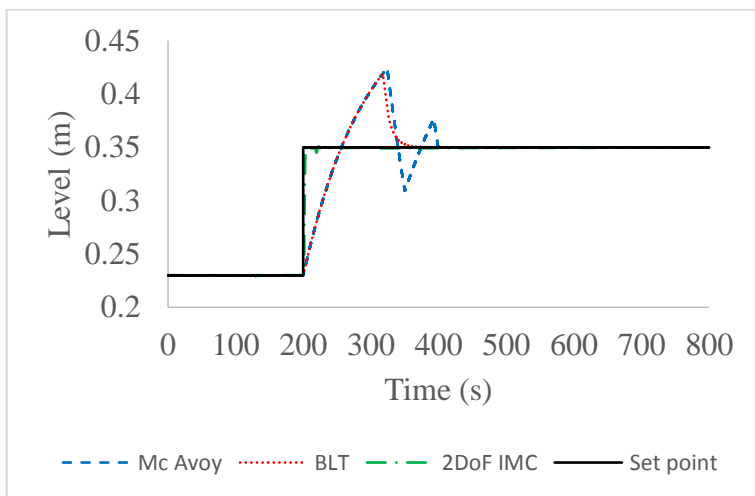
Perubahan Set Point	2DoF-IMC			
	h1	h2	T10	T9
h1	1,4854500	0,8826210	43,717	233,204
h2	1,62911	1,23913	44,0615	247,614
T9	1,4556500	0,8713770	51,518	230,579
T10	1,4560500	0,8703510	42,778	279,470

Pada perubahan level, nilai IAE pada pengendali PI *detuning* *Mc Avoy* lebih kecil dibandingkan pengendali level oleh 2DoF-IMC, sedangkan untuk pengendalian temperatur, pengendali 2DoF-IMC lebih kecil daripada pengendali PID. Demikian juga pada perubahan temperatur, untuk pengendalian level dimana pengendali PI lebih unggul dibandingkan dengan 2DoF-IMC, sedangkan pengendali 2DoF-IMC lebih unggul dibandingkan dengan PID untuk pengendalian temperatur. Berdasarkan waktu yang dibutuhkan untuk mencapai *set point*, PI lebih cepat dibandingkan dengan 2DoF-IMC untuk pengendalian level, sedangkan untuk pengendalian temperatur, pengendali 2DoF-IMC lebih cepat daripada pengendali PID. Namun jika yang diutamakan dari pengendalian lebih cenderung terhadap ketepatan pencapaian *set point* dibandingkan kecepatan, maka PI lebih tepat digunakan untuk pengendalian level, sedangkan untuk pengendalian temperatur, 2DoF-IMC lebih tepat digunakan dibandingkan PID.

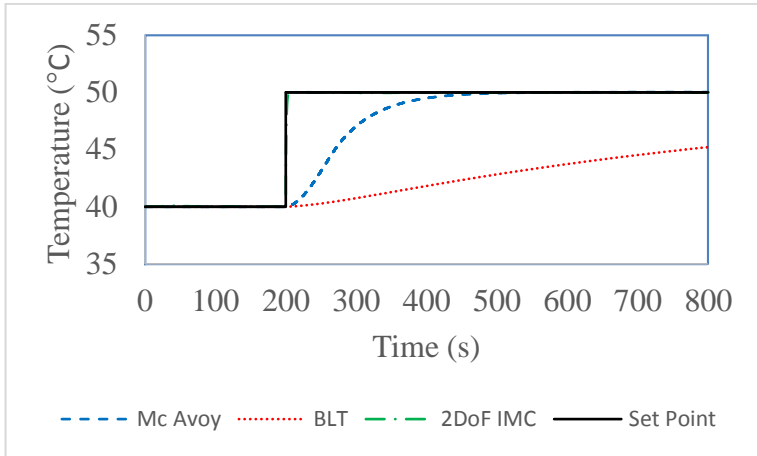
Berdasarkan pada nilai IAE, ketepatan respon terhadap *set point* dan kecepatan respon dalam proses, diperoleh hasil pengendali PI dengan *detuning* *Mc Avoy* lebih unggul dibandingkan pengendali level oleh 2DoF-IMC dalam mengendalikan level dan 2DoF-IMC lebih unggul dalam mengendalikan temperatur dibandingkan dengan pengendali PID.



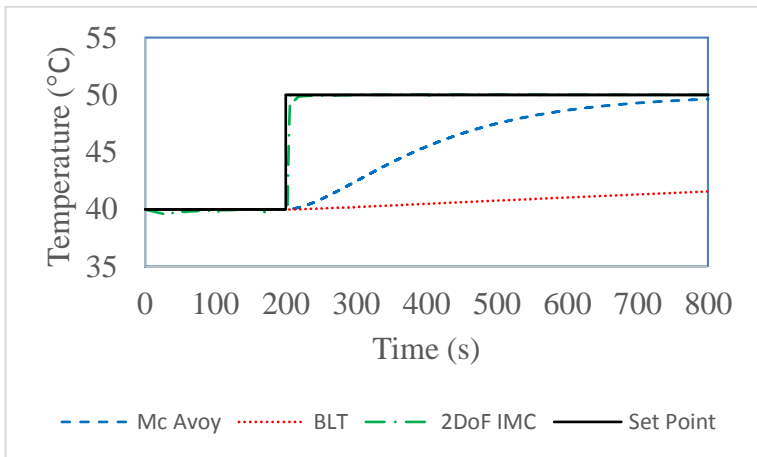
(a)



(b)



(c)



(d)

Gambar IV.48 Hasil simulasi perbandingan pengendali PI-PID dengan detuning Mc Avoy, PI-PID dengan detuning BLT, dan 2-DoF IMC pada perubahan: (a) *set point* H_1 ; (b) *set point* H_2 ; (c) *set point* T_9 ; (d) *set point* T_{10}

Dari Gambar IV.48 dapat dilihat bahwa untuk perubahan *set point* H_1 , H_2 , T_9 , dan T_{10} pengendali 2DoF IMC lebih unggul dari pada pengendali yang lainnya terbukti dengan grafik respon pengendali 2DoF hanya mengalami sedikit gangguan dan kembali lagi ke *set point*.

IV.4.1.2 Fase Non-Minimum ($\gamma_1 = 0,4$ & $\gamma_2 = 0,4$)

a. Pengendali PI – PID (*detuning* Mc Avoy & BLT)

Pada penggunaan pengendali PI - PID dilakukan perhitungan parameter dengan menggunakan metode Ziegler-Nichols dan *detuning* dengan metode Mc Avoy dan BLT didapatkan parameter pada masing-masing pengendali seperti tertera pada tabel IV.11 dan tabel IV.12.

Tabel IV.11 Tabel Hasil *Detuning* Mc Avoy Parameter Pengendali PI - PID

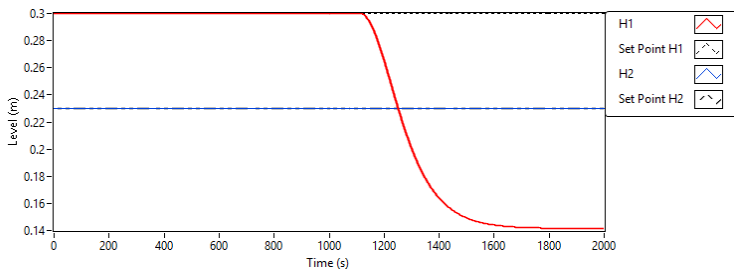
Pairing Controller	PI dan PID		
	K _c	T_I	T_D
$h_1 - U_2$	0,83	26,08	
$h_2 - U_1$	0,92	29,48	
$T_9 - Q_1$	57,97	1,95	0,49
$T_{10} - Q_2$	73,95	1,95	0,49

Tabel IV.12 Tabel Hasil *Detuning* BLT Parameter Pengendali PI

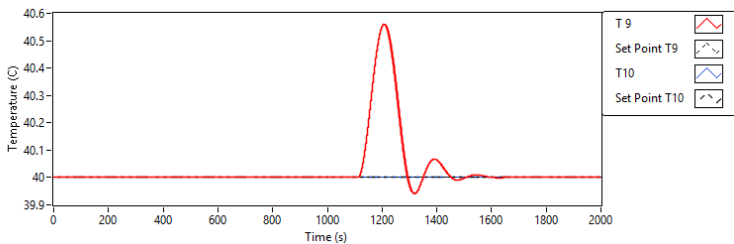
Pairing Controller	K _{ZNI}	T_{ZNI}	K _c	T_I
$h_1 - U_2$	0,4307	26,1063	0,21	54,41
$h_2 - U_1$	0,4779	29,5037	0,23	61,49
$T_9 - Q_1$	22,4778	3,2531	10,79	6,78
$T_{10} - Q_2$	28,6752	3,2557	13,76	6,78

Parameter tersebut digunakan untuk simulasi *closed loop*, kemudian dilakukan perubahan *set point* pada setiap variabel kontrol. Pada awal simulasi, sistem telah stabil sesuai kondisi steady state. Perubahan *set point* dilakukan pada waktu simulasi mencapai 200 detik. Perubahan tersebut dilakukan pada variabel kontrol h_1 , h_2 , T_9 , dan T_{10} dengan menganalisa perubahan empat variabel kontrol ketika salah satu variabel dilakukan perubahan *set point*. Pertama dilakukan perubahan *set point* h_1 , respon proses kemudian di plot ke dalam bentuk grafik, sehingga dapat diamati pada Gambar IV.48.

Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada h_1 dapat dilihat pada Gambar IV.48.



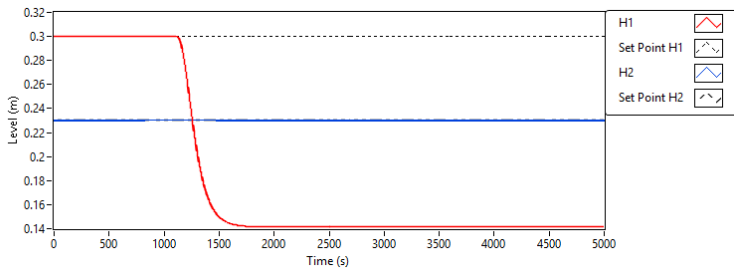
(a)



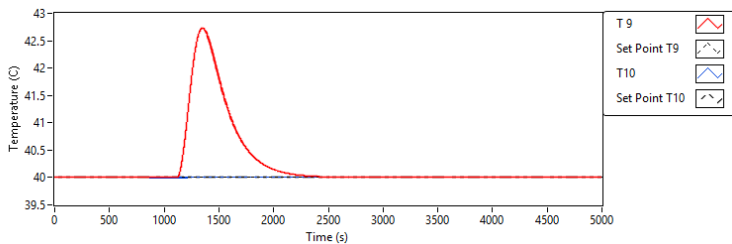
(b)

Gambar IV.48 Hasil simulasi pengendali PI-PID (Metode Mc Avoy) pada perubahan *set point* T_{10} :
(a) level; (b) temperatur.

Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada h_1 dapat dilihat pada Gambar IV.49.



(a)



(b)

Gambar IV.49 Hasil simulasi pengendali PI-PID (Metode BLT) pada perubahan *set point* T_{10} :
(a) level; (b) temperatur.

Untuk fase non minimum, proses simulasi tidak dapat berjalan dengan baik. Pada kondisi awal sistem *closed loop*, proses tidak dapat mencapai *set point*, hal tersebut dapat diamati pada grafik di atas. Adanya osilasi pada respons level maupun temperatur proses. Hal ini terjadi pada keadaan awal dengan nilai *set point* yang sama dengan nilai steady state proses open loop. Berdasarkan hasil pengamatan simulasi, tangki 3 terisi air namun tangki 4 kosong. Sedangkan tangki 1 dan 2 yang seharusnya dapat dikendalikan, tetapi sistem tidak dapat dikendalikan dengan baik.

Sistem dengan fase non minimum, laju alir ke tangki bawah sebesar 40% dan ke tangki atas sebesar 60%. Dalam hal ini

rasio laju alir ke tangki atas lebih besar dibanding laju alir ke tangki bawah, sehingga sistem cenderung tidak stabil. Level air pada tangki 1 dan 2 dikendalikan, namun laju aliran air lebih banyak ke tangki 3 dan 4, sehingga level tangki bawah lebih dipengaruhi oleh aliran keluaran dari tangki atas. Keadaan seperti ini sangat sulit untuk mengendalikan baik level maupun suhu, karena level tangki bawah lebih dipengaruhi aliran keluaran tangki atas dibanding aliran manipulasi dari laju alir pompa. Pada saat terjadi perubahan *set point* pada tangki 1 dan 2, maka pada tangki 3 dan 4 rentan terjadi overflow atau tidak terisi air sama sekali.

b. Pengendali *Two Degree of Freedom-IMC* (tuning MP-GM)

Sama halnya dengan fase minimum, untuk *worst case model* disajikan pada tabel IV.13 di bawah ini.

Tabel IV.13 Tabel *Worst Case Model*

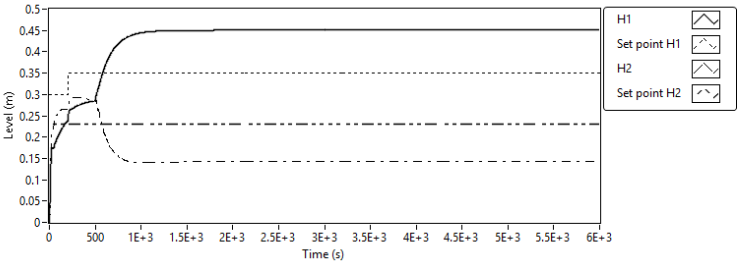
	Model Proses	Worst Case Model
G_{12}	$37,332e^{-8,982s}$	$44,80e^{-10,78s}$
G_{21}	$\frac{220,982s + 1}{32,623e^{-7,982s}}$	$\frac{176,79s + 1}{39,15e^{-9,58s}}$
G_{33}	$\frac{153,982s + 1}{1,660e^{-0,982s}}$	$\frac{123,19s + 1}{1,99e^{-1.18s}}$
G_{44}	$\frac{50,982s + 1}{1,453e^{-0,982s}}$	$\frac{40,786s + 1}{1,74e^{-1.18s}}$
	$56,982s + 1$	$45,586s + 1$

Pada penggunaan pengendali *Two Degree of Freedom-IMC* dilakukan perhitungan parameter dengan menggunakan *tuning* MP-GM (Maximum Peak-Gain Margin) didapatkan parameter pada masing-masing pengendali seperti tertera pada tabel IV.14.

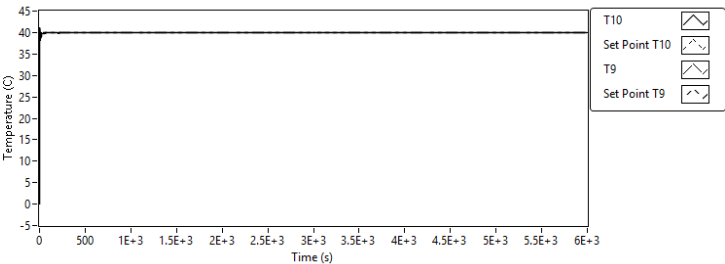
Tabel IV.14 Tabel Hasil *tuning* Parameter Pengendali 2DoF-IMC

Parameter	Loop 1		Loop 2		Loop 3		Loop 4	
	λ	A	λ	A	Λ	A	λ	A
MP	24,90		46,54		1,89		1,88	
GM	22,41	36,08	41,89	128,12	1,70	1,98	1,70	1,98

Berikut hasil simulasi untuk simulasi pengendalia 2DoF-IMC dengan Mp-GM Tuning. Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada h_1 dapat dilihat pada Gambar IV.50.



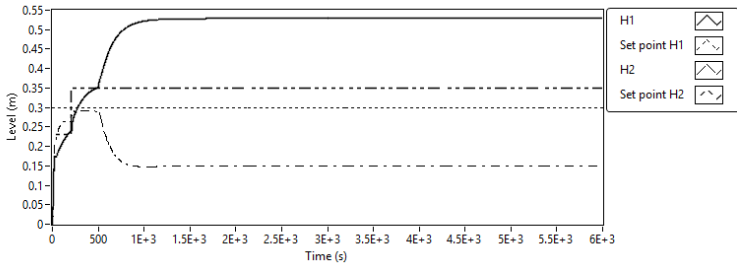
(a)



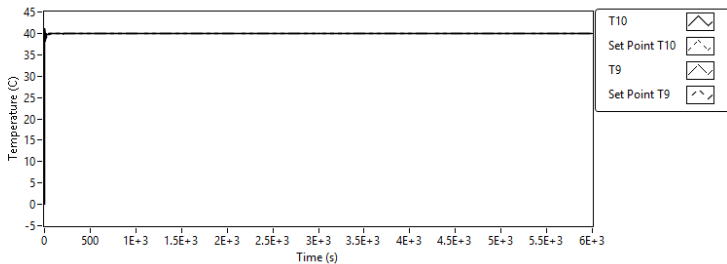
(b)

Gambar IV.50 Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan *set point* h_1 : (a) level; (b) temperatur.

Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada h_2 dapat dilihat pada Gambar IV.51.



(a)



(b)

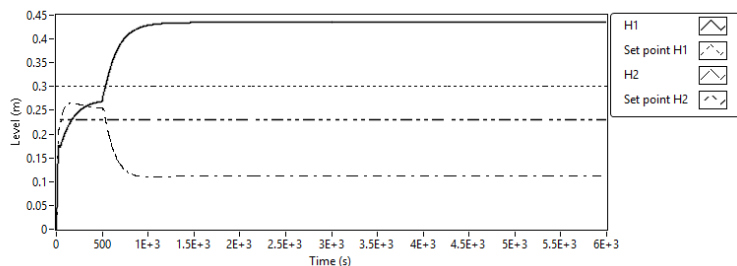
Gambar IV.51 Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan *set point* h_2 : (a) level; (b) temperatur.

Pada simulasi *closed loop* dilakukan perubahan *set point* level (h_1) dari 0,3 m menjadi 0,35 m pada waktu simulasi 200 detik dengan pemberian disturbance pada bukaan valve di tangki 1 sebesar 90%. Berbeda dengan level pada fase minimum yang mudah dikendalikan, pada sistem dengan fase non minimum menghasilkan respons yang cenderung tidak stabil setelah dikendalikan. Hal tersebut dapat dilihat dari respons variabel kontrol h_1 . Berdasarkan hasil simulasi, respons variabel kontrol h_1 tidak dapat mencapai *set point* dengan adanya *offset* sebesar 28,71% kemudian konstan pada 1770 detik (29,50 menit) dengan nilai h_1 0,4505 m. Sama halnya ketika dilakukan perubahan *set point* h_2 dari 0,23 m ke 0,35 m. Respons variabel kontrol h_2 juga

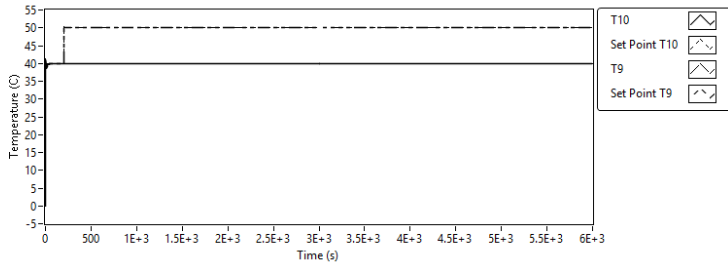
tidak dapat mencapai *set point* dengan adanya *offset* sebesar 49,80% kemudian konstan pada waktu 2130 detik (35,5 menit) dengan nilai h_2 0,1505 m. Nilai y_1 dan y_2 yang kecil mengakibatkan aliran air yang mengalir ke tangki atas (3 & 4) lebih besar dibandingkan aliran air ke tangki bawah (1 & 2) dan level pada tangki atas (3 & 4) cenderung tinggi sehingga aliran yang keluar dari tangki atas menuju tangki bawah cenderung lebih besar jika dibandingkan pada fase minimum, hal tersebut dapat memberikan pengaruh gangguan yang signifikan terhadap sistem yang sudah stabil di tangki bawah (1 & 2). Dengan demikian, variabel kontrol h_1 dan h_2 yang berada pada sistem tangki 1 dan 2 akan lebih sulit dikendalikan pada fase non minimum dibandingkan dengan fase minimum. Dari hasil tersebut dapat dikatakan bahwa pengendali 2DoF-IMC kurang baik dalam pengendalian level modifikasi I sistem empat tangki.

Adanya perubahan *set point* level mengakibatkan adanya sedikit gangguan pada pengendalian temperatur. Perubahan temperatur dapat diatasi dengan baik oleh 2DoF-IMC, hal tersebut dapat dilihat dari temperatur T_9 dan T_{10} yang kembali ke *set point* tanpa adanya *offset*.

Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada T_9 dapat dilihat pada Gambar IV.52.



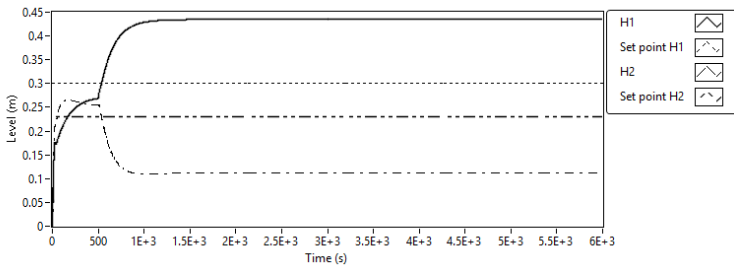
(a)



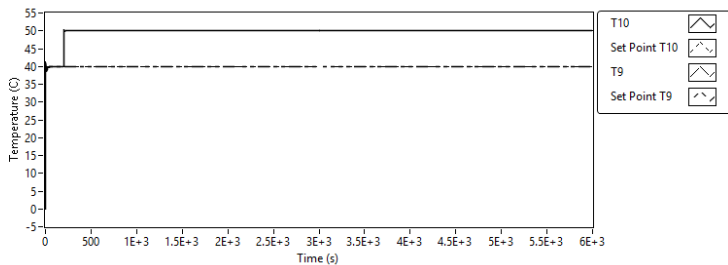
(b)

Gambar IV.52 Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan *set point* T_9 : (a) level; (b) temperatur.

Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada T_{10} dapat dilihat pada Gambar IV.53.



(a)



(b)

Gambar IV.53 Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan *set point* T_{10} : (a) level; (b) temperatur.

Pada simulasi *closed loop* diberikan perubahan *set point* temperatur T_9 dari 40°C ke 50°C pada waktu simulasi 200 detik dengan pemberian disturbance pada bukaan valve di tangki 1 sebesar 90%. Berdasarkan hasil simulasi, respons variabel kontrol T_9 dapat mencapai *set point* tanpa adanya *offset* dalam waktu 381,98 detik (6,37 menit). Sama halnya ketika dilakukan perubahan *set point* T_{10} dari 40°C ke 50°C pada waktu yang sama. Respons variabel kontrol T_{10} dapat mencapai *set point* dalam waktu 487,98 detik (8,13 menit). Pada gambar IV.52b dan gambar IV.53b terlihat bahwa pada perubahan temperatur, pemberian disturbance tidak banyak berpengaruh. Hal ini dikarenakan pemberian disturbancenya kemungkinan terlalu kecil, sehingga tidak memberikan pengaruh pada respons variabel kontrol temperatur T_9 dan T_{10} . Terlalu cepatnya respons mencapai *set point* dikarenakan pemasangan batas (*constraint*) aliran panas (Q) yang relatif sulit pada blok diagram IMC yang berupa transfer fungsi. Berbeda dengan pengendalian pada perubahan level, pengendalian temperatur pada perubahan temperatur memberikan hasil yang baik. Seperti yang telah dibahas di sub bab sebelumnya, IMC digunakan untuk mengatasi masalah yang ditimbulkan oleh proses yang memiliki *time delay* pada pengendali konvensional sehingga untuk proses pengendalian temperatur yang mengandung *time delay*, IMC dapat bekerja secara optimum.

Sistem pengendalian level dikatakan tidak baik apabila ada salah satu tangki yang kosong ataupun overflow. Sistem pengendalian level empat tangki fase non minimum dikategorikan tidak stabil, namun ketika pengendali tidak dapat mengatasi proses ini maka dapat dikatakan bahwa pengendali yang digunakan belum tepat. Selain itu, metode tuning dan metode *detuning* yang digunakan juga sangat mempengaruhi kinerja pengendali.

Ada beberapa faktor yang menunjukkan keunggulan pengendali satu dengan pengendali lainnya, diantaranya adalah *settling time* atau waktu yang dibutuhkan respons variabel kontrol untuk menuju set point, *behaviour* grafik sebelum mencapai set point yaitu berosilasi atau tidak, dan nilai *integral of the absolute*

value if error (IAE) yang menunjukkan integral dari selisih antara *set point* dengan respons variabel kontrol

Nilai dari IAE pada respons *closed loop* Modifikasi II Sistem Empat Tangki Fase Minimum terdapat pada tabel IV.15.

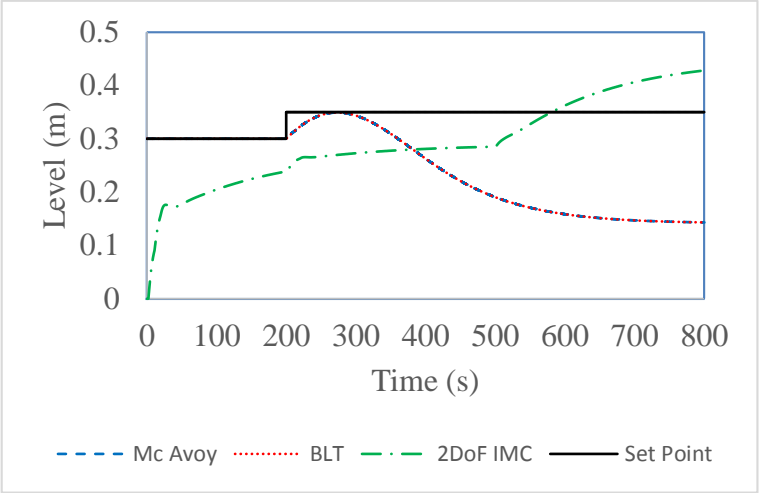
Tabel IV.15 Tabel Nilai IAE dari respon *closed loop* 2DoF-IMC dengan *tuning* MP-GM

Perubahan <i>set point</i>	2DoF-IMC			
	h_1	h_2	T_{10}	T_9
h_1	575.839	496.5160	152.093	151.110
h_2	1260.250	1108.280	152.828	153.721
T_{10}	750.538	649.350	150.391	184.475
T_9	750.537	649.351	183.774	150.268

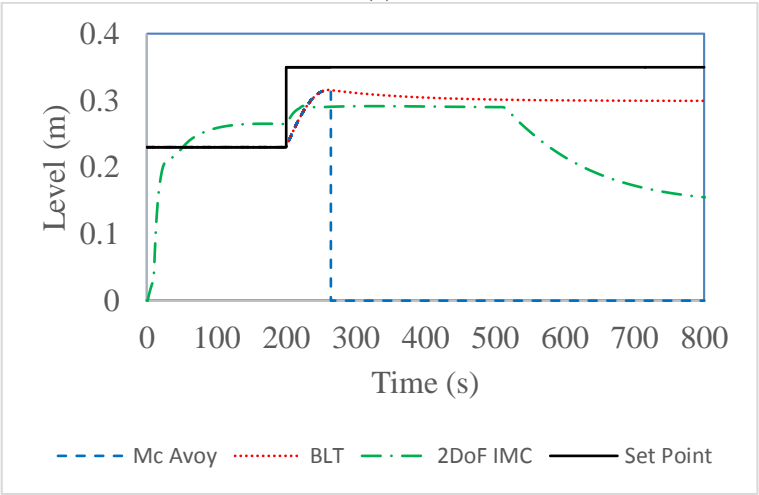
Pada perubahan level dan temperatur untuk fasa non-minimum diperoleh nilai IAE hanya pada pengendali 2DoF-IMC. Untuk pengendali PI-PID (*detuning* *Mc Avoy* dan BLT) nilai IAE bernilai *NaN* (*not a number*). Hal ini menunjukkan bahwa pengendali PI-PID kurang stabil digunakan untuk fasa non-minimum pada sistem quadruple tank modifikasi II. Berbeda dengan pengendali PI-PID, pengendali 2DoF-IMC mampu memberikan hasil respon yang baik untuk pengendalian level dan temperatur. Seperti yang telah dibahas di sub bab sebelumnya, 2DoF-IMC digunakan untuk mengatasi masalah yang ditimbulkan oleh proses yang memiliki *time delay* pada pengendali konvensional sehingga untuk proses pengendalian temperatur yang mengandung *time delay*, 2DoF-IMC dapat bekerja secara optimum.

Sistem pengendalian level dikatakan tidak baik apabila ada salah satu tangki yang kosong ataupun overflow. Sistem pengendalian level empat tangki fase non minimum dikategorikan tidak stabil, namun ketika pengendali tidak dapat mengatasi proses ini maka dapat dikatakan bahwa pengendali yang digunakan belum tepat. Selain itu, metode tuning dan metode *detuning* yang digunakan juga sangat mempengaruhi kinerja pengendali.

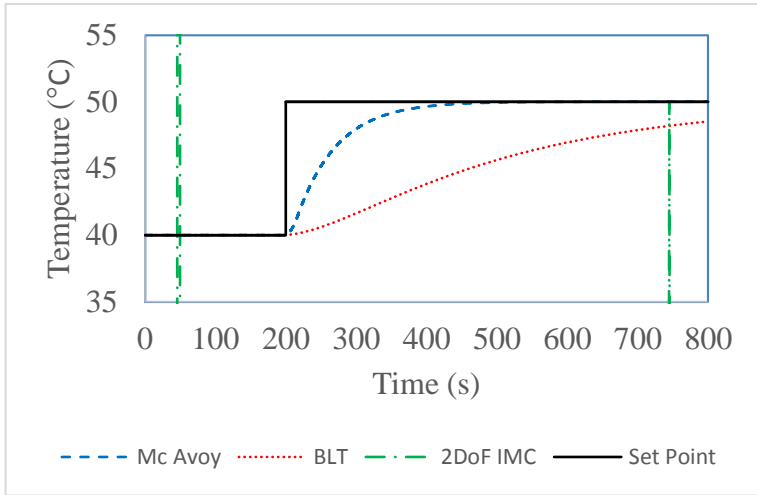
Sehingga metode *detuning* BLT dan metode *detuning* Mc Avoy belum dapat menghasilkan sistem pengendalian level yang baik pada fase non minimum jika dibandingkan dengan metode yang sama pada fase minimum.



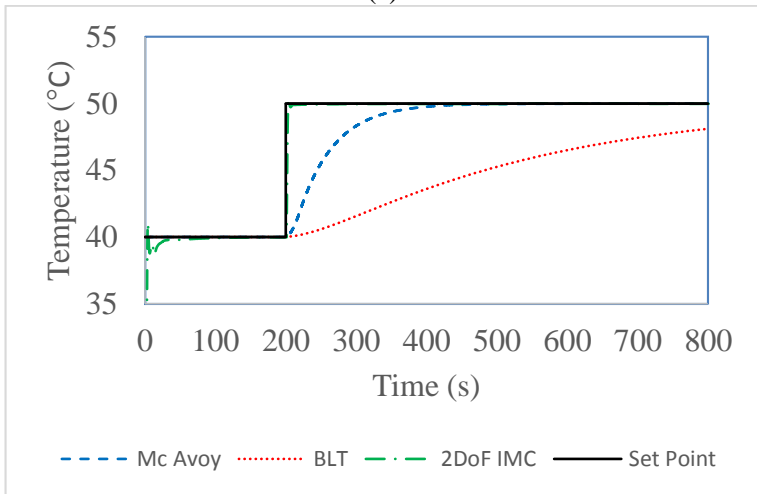
(a)



(b)



(c)



(d)

Gambar IV.54 Hasil simulasi perbandingan pengendali PI-PID dengan detuning Mc Avoy, PI-PID dengan detuning BLT, dan 2-DoF IMC pada fase nonminimum dengan perubahan: (a) *set point* H_1 ; (b) *set point* H_2 ; (c) *set point* T_9 ; (d) *set point* T_{10}

Dari Gambar IV.54 dapat dilihat bahwa untuk perubahan *set point* H_1 dan H_2 semua pengendali tidak dapat kembali lagi ke *set point*. Sedangkan untuk perubahan *set point* T_9 dan T_{10} pengendali 2DoF IMC lebih unggul dari pada pengendali yang lain terbukti dari grafik respon pengendali 2DoF IMC yang dapat kembali lagi ke *set point* tanpa adanya *offset*.

IV.4.2 Analisis Respon Pengendalian Modifikasi II

IV.4.2.1 Fase Minimum ($\gamma_1 = 0,7$ & $\gamma_2 = 0,7$)

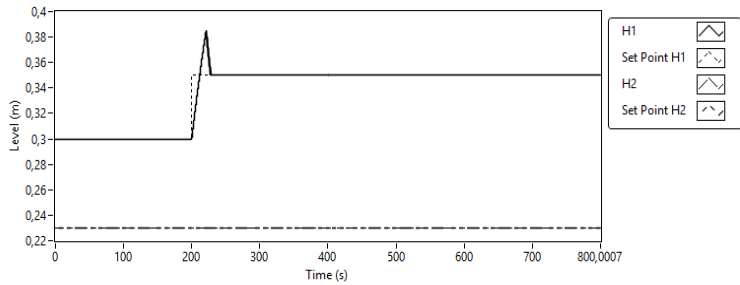
a. Pengendali PI – PID (*detuning* Mc Avoy)

Pada penggunaan pengendali PI - PID dilakukan perhitungan parameter dengan menggunakan metode Ziegler-Nichols dan *detuning* dengan metode Mc Avoy didapatkan parameter pada masing-masing pengendali seperti tertera pada tabel IV.16.

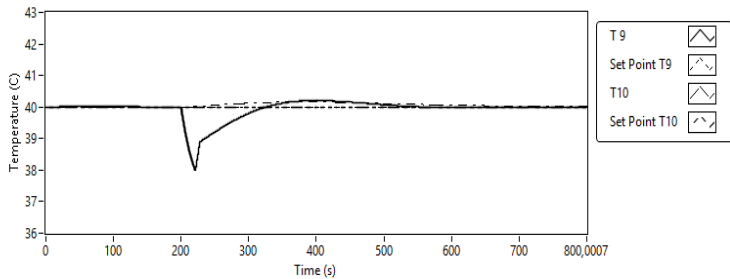
Tabel IV.16 Tabel Hasil *Detuning* Parameter Pengendali PI - PID

Pairing Controller	PI dan PID		
	Kc	T _I	T _D
$h_1 - U_1$	1.2	3.26	
$h_2 - U_2$	1.26	3.26	
$T_9 - Q_1$	23.42	1.95	0.49
$T_{10} - Q_2$	9.42	3.90	0.98

Parameter tersebut digunakan untuk simulasi *closed loop*, kemudian dilakukan perubahan *set point* pada setiap variabel kontrol. Pada awal simulasi, sistem telah stabil sesuai kondisi steady state. Perubahan *set point* dilakukan pada waktu simulasi mencapai 200 detik. Perubahan tersebut dilakukan pada variabel kontrol h_1 , h_2 , T_9 , dan T_{10} dengan menganalisa perubahan empat variabel kontrol ketika salah satu variabel dilakukan perubahan *set point*. Pertama dilakukan perubahan *set point* h_1 , respon proses kemudian di plot ke dalam bentuk grafik, sehingga dapat diamati pada gambar IV.54.



(a)

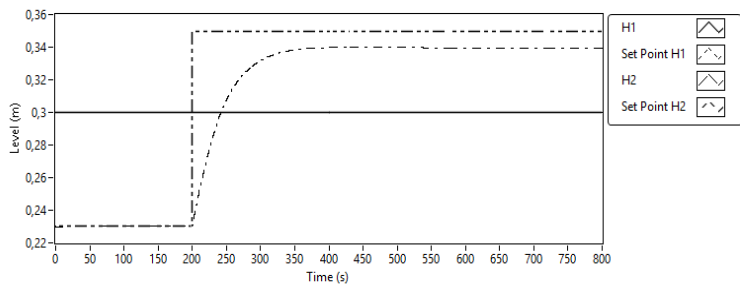


(b)

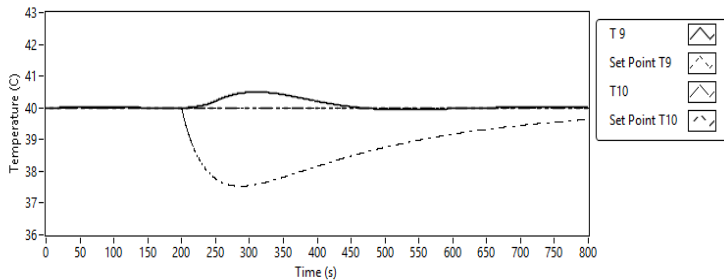
Gambar IV.54 Hasil simulasi pengendali PI dan PID pada perubahan *set point* h_1 :

(a) level; (b) temperatur.

Hasil simulasi pada perubahan *set point* h_2 dapat diamati pada Gambar IV.55.



(a)



(b)

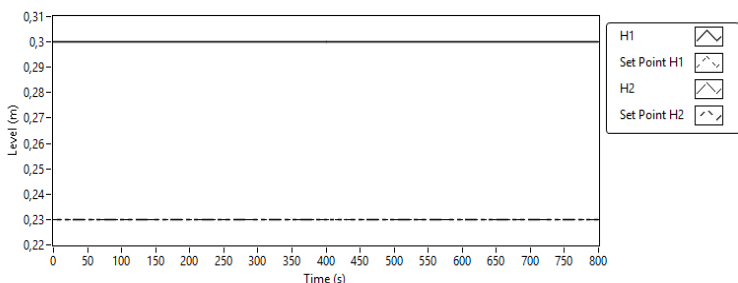
Gambar IV.55 Hasil simulasi pengendali PI dan PID pada perubahan *set point* h_2 : (a) level; (b) temperatur.

Simulasi *closed loop* dilakukan pada sistem dengan fase minimum, pada proses tersebut diberikan perubahan *set point* level (h_1) dari 0,30 m ke 0,35 m pada waktu simulasi 200 detik. Berdasarkan hasil simulasi, respons proses dapat mencapai *set point* tanpa adanya *offset* dalam waktu 31,8825 detik (0,53 menit). Sama halnya ketika dilakukan perubahan *set point* h_2 dari 0,23 m ke 0,35 m pada waktu yang sama. Hasil menunjukkan respons proses dapat mencapai *set point* dengan adanya *offset* sebesar 3 % dalam waktu 523,72 detik (8,73 menit) kemudian level stabil pada 0,3395 m. Dari hasil tersebut dapat dikatakan bahwa pengendali PI cukup mampu untuk mengatasi pengendalian level modifikasi II sistem empat tangki.

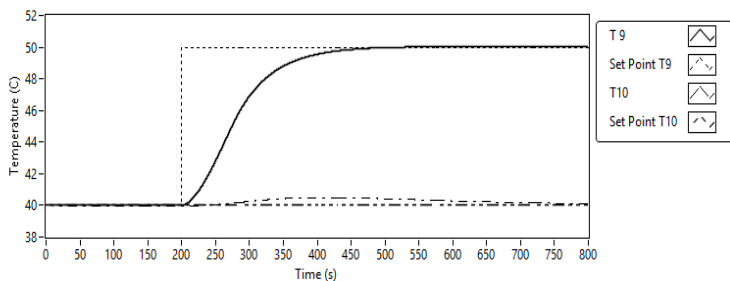
Adanya perubahan *set point* pada level mengakibatkan adanya sedikit gangguan pada pengendalian temperatur. Dari grafik hasil simulasi dapat diamati bahwa ketika dilakukan perubahan *set point* pada h_1 , maka temperatur tangki 1 (T_9) terjadi sedikit penurunan sebagai akibat bertambahnya aliran air dari tangki 2 ke tangki 1 dan juga aliran dari tangki 3. Sedangkan pada tangki 2 (T_{10}) terjadi sedikit kenaikan temperatur sebagai akibat dari konstannya aliran air yang masuk dan yang keluar serta level yang tidak berubah, sehingga mampu menjaga temperatur di tangki 2 tetap konstan. Hal tersebut juga terjadi ketika dilakukan

perubahan *set point* pada h_2 . Berdasarkan analisa, naik dan turunnya temperatur pada kedua tangki dapat teratasi dengan baik oleh pengendali PID, hal tersebut dapat dilihat dari temperatur T_9 dan T_{10} yang kembali ke *set point* tanpa adanya *offset*. Waktu yang dibutuhkan untuk mencapai *set point* yaitu sekitar 556 detik (9 menit). Sehingga dapat dikatakan bahwa pengendali temperatur pada sistem ini bekerja dengan baik, namun membutuhkan waktu yang lama dalam mencapai *set point*.

Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada T_9 dapat dilihat pada Gambar IV.56.



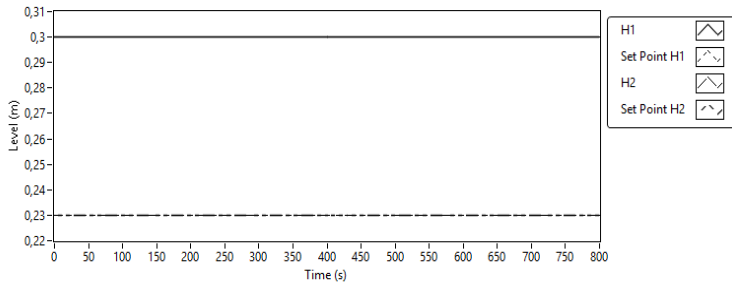
(a)



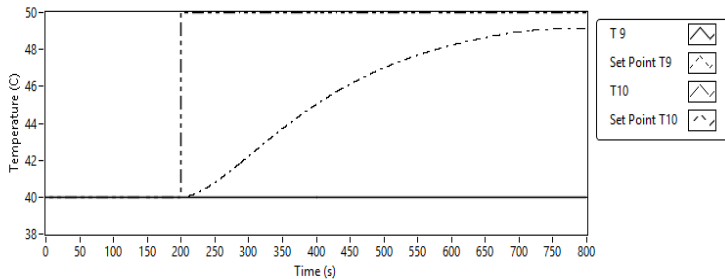
(b)

Gambar IV.56 Hasil simulasi pengendali PI dan PID pada perubahan *Set point* T_9 : (a) level; (b) temperatur.

Hasil simulasi pada perubahan *set point* T_{10} dapat diamati pada Gambar IV.57.



(a)



(b)

Gambar IV.57 Hasil simulasi pengendali PI dan PID pada perubahan *set point* T_{10} : (a) level; (b) temperatur.

Simulasi *closed loop* dilakukan pada sistem dengan fase minimum, pada proses tersebut diberikan perubahan *set point* temperatur (T_9) dari 40°C ke 50°C pada waktu simulasi 200 detik. Berdasarkan hasil simulasi, respons proses dapat mencapai *set point* tanpa adanya *offset* dalam waktu 319 detik (5,3 menit). Sama halnya ketika dilakukan perubahan *set point* T_{10} dari 40°C ke 50°C pada waktu yang sama. Hasil menunjukkan respons proses dapat mencapai *set point* dengan adanya *offset* sebesar 1,68 % dalam waktu 592,88 detik (9,88 menit) kemudian temperature stabil pada 49,16 °C.

Adanya perubahan *set point* pada temperature (T_9 dan T_{10}) tidak menyebabkan gangguan pada pengendali level. Hal ini sesuai dengan hasil analisa dinamika proses yang telah dibahas pada sub bab sebelumnya. Tidak ada interaksi antara Q_1 dan Q_2 dengan h_1 dan h_2 . Sehingga ketika dilakukan perubahan *set point* temperature, maka tidak ada perubahan pada level. Respons proses tetap stabil pada *set point* awal.

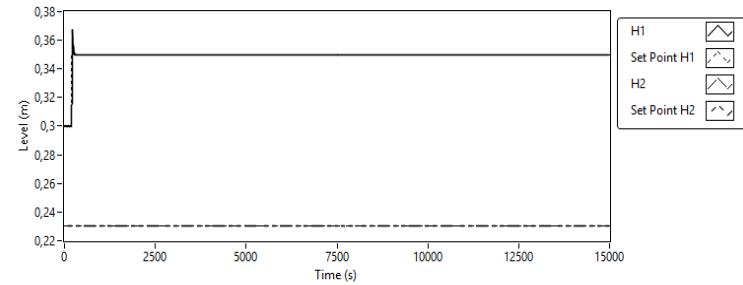
b. Pengendali PI (*detuning BLT*)

Pada penggunaan pengendali PI - PID dilakukan perhitungan parameter dengan menggunakan metode Ziegler-Nichols dan *detuning* dengan metode BLT didapatkan parameter pada masing-masing pengendali seperti tertera pada tabel IV.17.

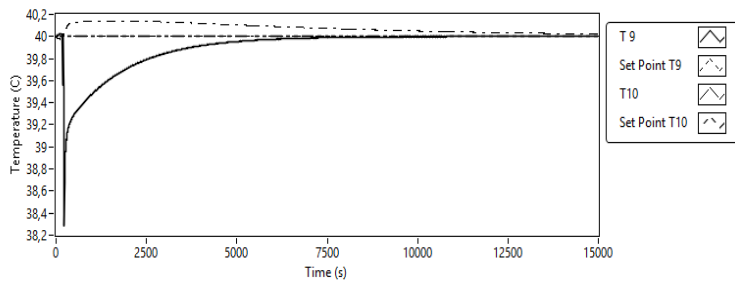
Tabel IV.17 Tabel Hasil *Detuning* Parameter Pengendali PI (*detuning BLT*)

Pairing Controller	K_{ZNI}	T_{ZNI}	K_C	T_I
$h_1 - U_1$	2.0625	3.2657	0.48	13.93
$h_2 - U_2$	2.0143	3.2641	0.47	13.92
$T_9 - Q_1$	27.9946	3.2477	6.56	13.85
$T_{10} - Q_2$	11.2623	6.5089	2.64	27.77

Sama halnya dengan pengendalian PID dengan *detuning Mc Avoy*, parameter tersebut digunakan untuk simulasi *closed loop*, kemudian dilakukan perubahan *set point* pada setiap variabel kontrol. Pada awal simulasi, sistem telah stabil sesuai kondisi steady state. Perubahan *set point* dilakukan pada waktu simulasi mencapai 200 detik. Perubahan tersebut dilakukan pada variabel kontrol h_1 , h_2 , T_9 , dan T_{10} dengan menganalisa perubahan empat variabel kontrol ketika salah satu variabel dilakukan perubahan *set point*. Pertama dilakukan perubahan *set point* h_1 , respon proses kemudian di plot ke dalam bentuk grafik, sehingga dapat diamati pada gambar IV.58.



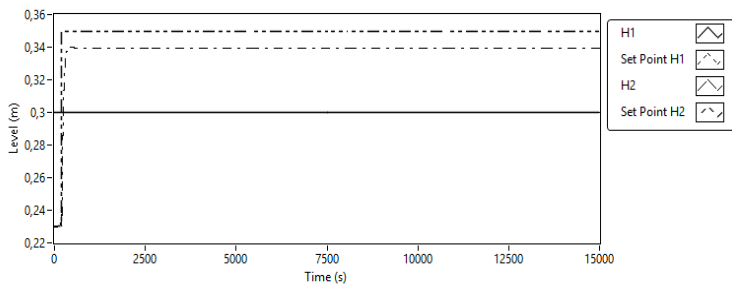
(a)



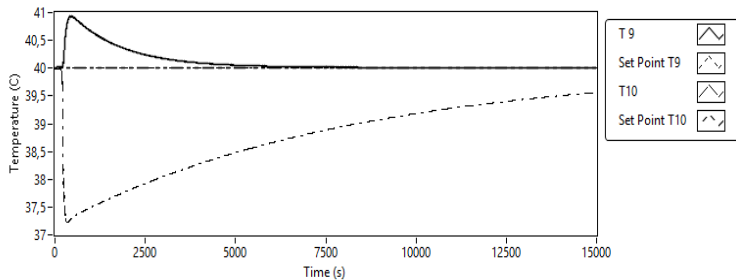
(b)

Gambar IV.58 Hasil simulasi pengendali PI pada perubahan *set point* h_1 : (a) level; (b) temperatur.

Hasil simulasi pada perubahan *set point* h_2 dapat diamati pada Gambar IV.59.



(a)



(b)

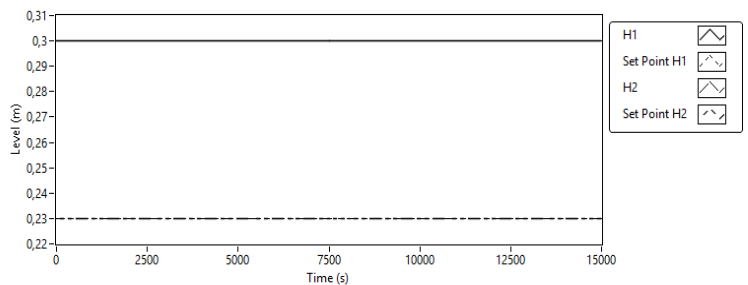
Gambar IV.59 Hasil simulasi pengendali PI pada perubahan *set point* h_2 : (a) level; (b) temperatur.

Simulasi *closed loop* dengan detuning BLT ini dilakukan pada sistem dengan fase minimum, pada proses tersebut diberikan perubahan *set point* level (h_1) dari 0,3 m ke 0,35 m pada waktu simulasi 200 detik. Berdasarkan hasil simulasi, respons proses dapat mencapai *set point* tanpa adanya *offset* dalam waktu 109 detik (1,8 menit). Sama halnya ketika dilakukan perubahan *set point* h_2 dari 0,23 m ke 0,35 m pada waktu yang sama. Hasil menunjukkan respons proses dapat mencapai *set point* dengan adanya *offset* sebesar 3 % dalam waktu 524,23 detik (8,74 menit) kemudian level stabil pada 0,3395 m. Dari hasil tersebut dapat dikatakan bahwa pengendali PI cukup mengatasi pengendalian level modifikasi II sistem empat tangki.

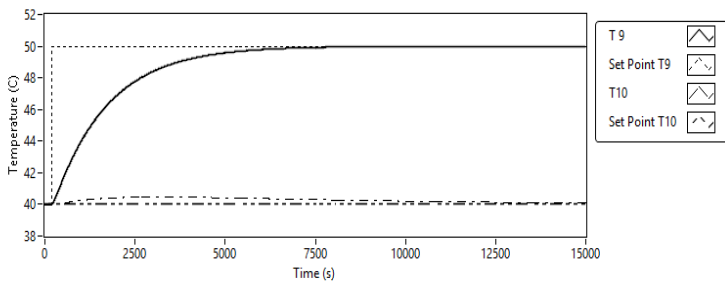
Adanya perubahan *set point* pada level mengakibatkan adanya sedikit gangguan pada pengendalian temperatur. Dari grafik hasil simulasi dapat diamati bahwa ketika dilakukan perubahan *set point* pada h_1 , maka temperatur tangki 1 (T_9) terjadi sedikit kenaikan sebagai akibat bertambahnya aliran air panas dari tangki 2 ke tangki 1. Sedangkan pada tangki 2 (T_{10}) terjadi sedikit penurunan temperatur sebagai akibat bertambahnya jumlah fresh water yang masuk. Hal tersebut juga terjadi ketika dilakukan perubahan *set point* pada h_2 . Berdasarkan analisa, naik dan turunnya temperatur pada kedua tangki dapat teratasi dengan baik

oleh pengendali PID, hal tersebut dapat dilihat dari temperatur T_9 dan T_{10} yang kembali ke *set point* tanpa adanya *offset*. Waktu yang dibutuhkan untuk mencapai *set point* yaitu 14.283 detik (238 menit). Sehingga dapat dikatakan bahwa pengendali temperatur pada sistem ini bekerja dengan baik, namun membutuhkan waktu yang sangat lama dalam mencapai *set point*.

Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada T_9 dapat dilihat pada Gambar IV.60



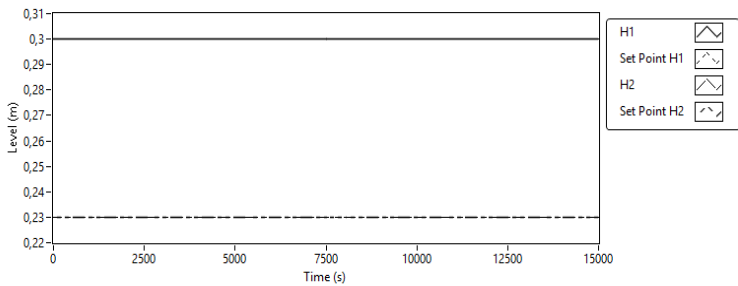
(a)



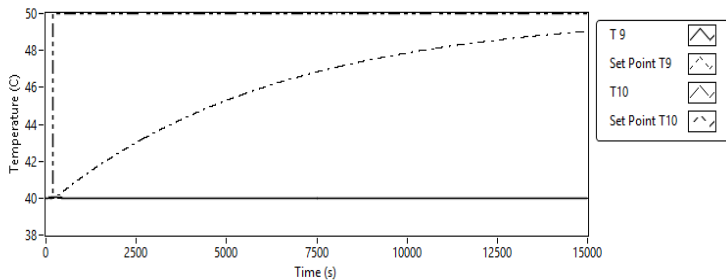
(b)

Gambar IV.60 Hasil simulasi pengendali PI pada perubahan *set point* T_9 : (a) level; (b) temperatur.

Hasil simulasi pada perubahan *set point* T_{10} dapat diamati pada Gambar IV.61.



(a)



(b)

Gambar IV.61 Hasil simulasi pengendali PI pada perubahan *set point* T_{10} : (a) level; (b) temperatur.

Simulasi *closed loop* dilakukan pada sistem dengan fase minimum, pada proses tersebut diberikan perubahan *set point* temperatur (T_9) dari 40°C ke 50°C pada waktu simulasi 200 detik. Berdasarkan hasil simulasi, respons proses dapat mencapai *set point* tanpa adanya *offset* dalam waktu 11828,6 detik (197 menit). Sama halnya ketika dilakukan perubahan *set point* T_{10} dari 40°C ke 50°C pada waktu yang sama. Hasil menunjukkan respons proses dapat mencapai *set point* dengan adanya *offset* sebesar 1,94 % dalam waktu yang lebih lama yaitu 14737,68 detik (245 menit) kemudian temperature stabil pada 49,03°C.

Adanya perubahan *set point* pada temperature (T_9 dan T_{10}) tidak menyebabkan gangguan pada pengendali level. Hal ini sesuai dengan hasil analisa dinamika proses yang telah dibahas pada sub ba sebelumnya. Tidak ada interaksi antara Q_1 dan Q_2 dengan h_1 dan h_2 . Sehingga ketika dilakukan perubahan *set point* temperature, maka tidak ada perubahan pada level. Respons proses tetap stabil pada *set point* awal.

c. Pengendali Two Degree of Freedom-IMC (tuning MP-GM)

Pada kenyataannya parameter fungsi hantar model memiliki perbedaan dengan di *plant* karena parameter-parameter seperti level dan temperatur dari peralatan yang berubah sehingga harga *gain*, *dead time* dan *time constant* proses akan berdeviasi. Pada penelitian ini harga deviasi yang diambil adalah sebesar kurang lebih 20%. Dari perbedaan antara model proses dengan plant akan dicari harga *gain*, *dead time* dan *time constant* proses yang paling sulit dikendalikan dengan membuat *complementary sensitivity function* dari kombinasi harga-harga tersebut, yang memberikan harga *maximum peak* (Mp) paling tinggi itulah kombinasi harga yang memberikan kasus yang paling sulit dikendalikan (*worst case*). Untuk nilai fungsi transfer *worst case model* tertera pada tabel IV.18 di bawah ini.

Tabel IV.18 Tabel *Worst Case Model*

	Model Proses	Worst Case Model
G_{11}	$38.525e^{-0.982s}$	$46.23e^{-1.18s}$
G_{22}	$\frac{108.982s + 1}{34.758e^{-0.982s}}$	$\frac{87.19s + 1}{41.71e^{-1.18s}}$
G_{33}	$\frac{95.98s + 1}{1.388e^{-0.980s}}$	$\frac{76.79s + 1}{1.67e^{-1.18s}}$
G_{44}	$\frac{52.982s + 1}{1.656e^{-1.980s}}$	$\frac{42.386s + 1}{1.99e^{-2.38s}}$
	$50.982s + 1$	$40.786s + 1$

(a) Mp Tuning

Metode *Mp Tuning* menentukan parameter pengendali sedemikian hingga *complimentary sensitivity function* dari masing-masing *loop* dapat bernilai 1.05. Untuk mencari parameter pengendali (λ) dari masing-masing *loop*, harus dicari dulu nilai λ yang dihitung tanpa memperhitungkan interaksi, artinya masing-masing *loop* dianggap sebagai *single loop* dengan *complementary sensitivity function* atau $|T(j\omega)|$ sebagai SISO:

$$\frac{Y_1}{Y_{sp1}} = \frac{G_{c1}G_{p11}}{1+G_{c1}(G_{p11}-G_{pm11})} \quad (IV.89)$$

$$\frac{Y_2}{Y_{sp2}} = \frac{G_{c2}G_{p22}}{1+G_{c2}(G_{p22}-G_{pm22})} \quad (IV.90)$$

Hal ini dikarenakan perhitungan $|T(j\omega)|$ untuk sistem MIMO mengandung G_c *loop* lainnya sehingga untuk menyederhanakan iterasi nilai λ yang dihitung secara SISO dimasukkan dalam perhitungan $|T(j\omega)|$ MIMO sebaga berikut:

$$\frac{Y_1}{Y_{sp1}} = \frac{G_{c1}G_{p11}+G_{c1}G_{c2}(G_{p11}G_{p22}-G_{p12}G_{p21})}{(1+G_{c1}G_{p11})(1+G_{c2}G_{p22})-G_{c1}G_{c2}G_{c12}G_{c21}} \quad (IV.91)$$

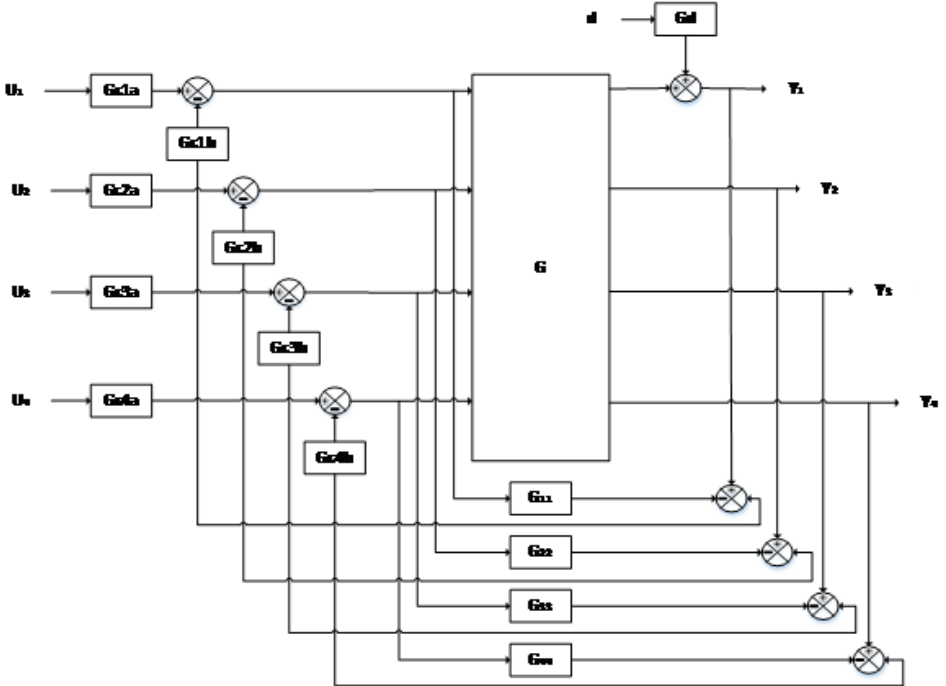
$$\frac{Y_2}{Y_{sp2}} = \frac{G_{c2}G_{p22}+G_{c1}G_{c2}(G_{p11}G_{p22}-G_{p12}G_{p21})}{(1+G_{c2}G_{p22})(1+G_{c2}G_{p22})-G_{c1}G_{c2}G_{c12}G_{c21}} \quad (IV.92)$$

$$\frac{Y_3}{Y_{sp3}} = \frac{G_{p33}G_{c3}}{1+G_{p33}G_{c3}} \quad (IV.93)$$

$$\frac{Y_4}{Y_{sp4}} = \frac{G_{p44}G_{c4}}{1+G_{p44}G_{c4}} \quad (IV.94)$$

(b) GM Tuning

Pada 2DoF – IMC terdapat 2 pengendali pada masing-masing *loop*. G_{c1} sebagai pengendali *setpoint* sedangkan G_{c2} sebagai pengendali *disturbance*. Berikut skema sistem yang tertera pada Gambar IV.62 di bawah ini:



Gambar IV.62. Skema pengendalian 2DoF-IMC pada sistem 4x4.

Dalam sistem Quadruple-Tank terdapat beberapa kemungkinan adanya disturbance yang bisa terjadi, yaitu:

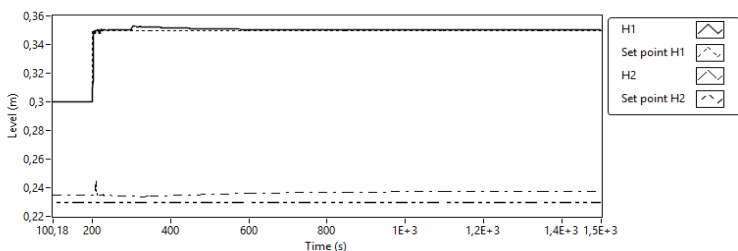
1. Bukan valve bagian bawah tangki 1,2,3, dan 4 yang diwakili oleh luas permukaan lubang pipa bawah ($a_1=a_2=a_3=a_4$)
2. Interaksi antar tangki 1 dan 2 serta tangki 3 dan 4 yang diwakili oleh luas permukaan lubang pipa samping ($a_1'=a_2'=a_3'=a_4'$)
3. Rasio laju alir 1 dan 2 (y_1 dan y_2)

Pada penggunaan pengendali *Two Degree of Freedom-IMC* dilakukan perhitungan parameter dengan menggunakan *tuning* MP-GM (Maximum Peak-Gain Margin) didapatkan parameter pada masing-masing loop seperti tertera pada tabel IV.19.

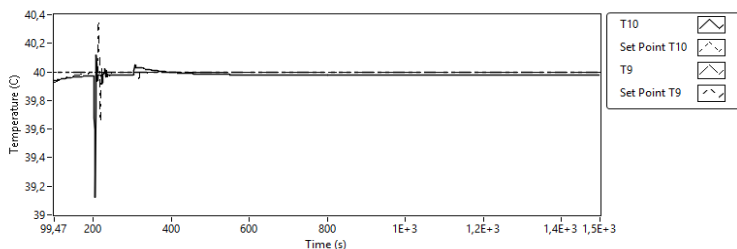
Tabel IV.19 Tabel Hasil *tuning* Parameter Pengendali 2DoF-IMC

Parameter	Loop 1		Loop 2		Loop 3		Loop 4	
	Λ	α	λ	α	Λ	α	λ	α
MP	2,12		2,14		1,90		3.81	
GM	1,92	2,75	1,93	2,76	1,71	2,19	3,43	4,44

Berikut hasil simulasi untuk pengendalian 2DoF-IMC dengan Mp-GM Tuning. Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada h_1 dapat dilihat pada Gambar IV.63



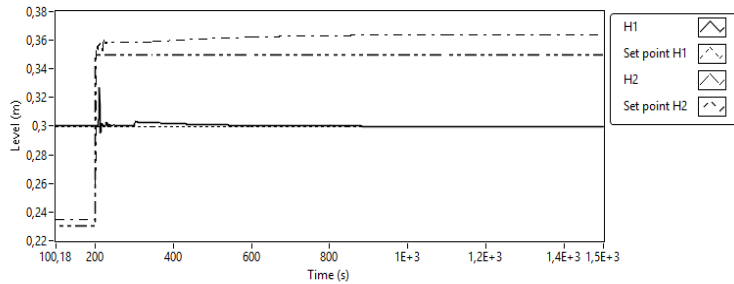
(a)



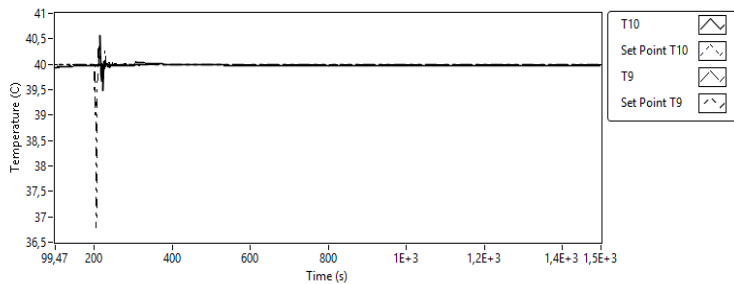
(b)

Gambar IV.63 Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan *set point* h_1 : (a) level; (b) temperatur.

Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada h_2 dapat dilihat pada Gambar IV.64



(a)



(b)

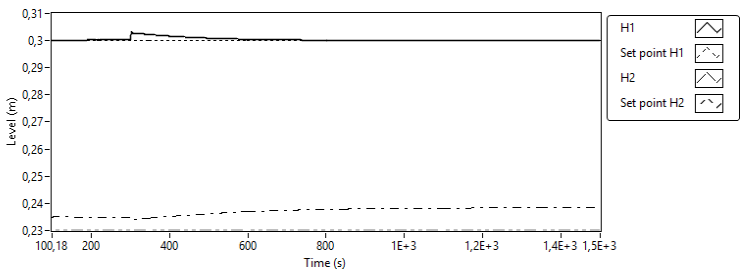
Gambar IV.64 Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan *set point* h_2 : (a) level; (b) temperature.

Pada simulasi *closed loop* dilakukan perubahan *set point* level (h_1) dari 0,3 m menjadi 0,35 m pada waktu simulasi 200 detik dengan pemberian disturbance pada bukaan valve di tangki 1 sebesar 90%. Berdasarkan hasil simulasi, respons variabel kontrol h_1 dapat mencapai *set point* tanpa adanya *offset* dalam waktu 286,13 detik (4,77 menit) dengan pemberian disturbance pada waktu simulasi 500 detik akan mencapai *set point* kembali pada waktu 737,13 detik (12,3 menit). Sama halnya ketika dilakukan perubahan *set point* h_2 dari 0,23 m ke 0,35 m. Respons variabel kontrol h_2 dengan pemberian disturbance pada waktu simulasi 500

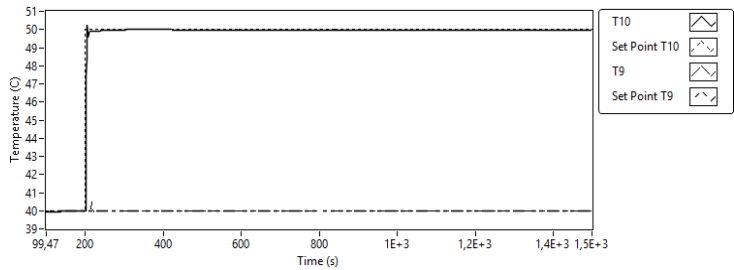
akan mencapai *set point* dengan adanya *offset* sebesar 4%. Dari hasil tersebut dapat dikatakan bahwa pengendali 2DoF-IMC cukup baik dalam pengendalian level modifikasi II sistem empat tangki.

Adanya perubahan *set point* pada level mengakibatkan adanya sedikit gangguan pada pengendalian temperatur. Perubahan temperatur dapat diatasi dengan baik oleh IMC, hal tersebut dapat dilihat dari temperatur T_9 dan T_{10} yang kembali ke *set point* tanpa adanya *offset* namun mengalami osilasi dan adanya pengaruh dari pemberian disturbance pada waktu simulasi 500 detik dalam waktu kurang lebih sekitar 480 detik (8 menit).

Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada T_9 dapat dilihat pada Gambar IV.65



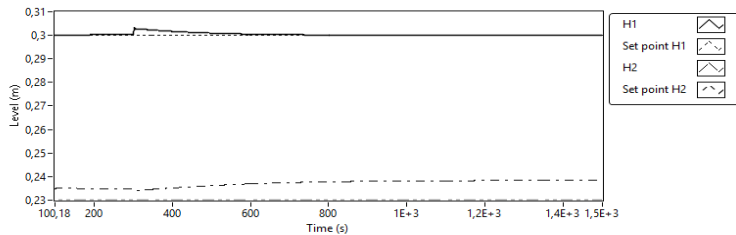
(a)



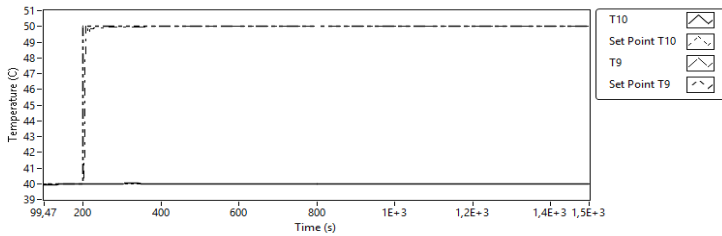
(b)

Gambar IV.65 Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan *set point* T_9 : (a) level; (b) temperatur.

Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada T_{10} dapat dilihat pada Gambar IV.66



(a)



(b)

Gambar IV.66 Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan *set point* T_{10} : (a) level; (b) temperatur.

Pada simulasi *closed loop* diberikan perubahan *set point* temperatur T_9 dari 40°C ke 50°C pada waktu simulasi 200 detik dengan pemberian disturbance pada bukaan valve di tangki 1 sebesar 90%. Berdasarkan hasil simulasi, respons variabel kontrol T_9 dapat mencapai *set point* tanpa adanya *offset* dalam waktu 288,56 detik (4,8 menit). Sama halnya ketika dilakukan perubahan *set point* T_{10} dari 40°C ke 50°C pada waktu yang sama. Respons variabel kontrol T_{10} dapat mencapai *set point* dalam waktu 143,28 detik (2,4 menit). Pada gambar IV.65b dan gambar IV.66b terlihat bahwa pada perubahan temperature, pemberian disturbance tidak banyak berpengaruh. Hal ini dikarenakan pemberian disturbancenya kemungkinan terlalu kecil, sehingga tidak memberikan pengaruh pada respons variable kontrol temperature T_9 dan T_{10} .

Pada gambar IV.65a dan gambar IV.66a, terlihat adanya respon pada waktu simulasi 500 detik yang disebabkan dari adanya penambahan disturbance. Dalam hal ini, perubahan temperature tidak mempengaruhi level. Hal ini sesuai dengan hasil analisa dinamika proses yang telah dibahas pada sub bab sebelumnya.

Ada beberapa faktor yang menunjukkan keunggulan pengendali satu dengan pengendali lainnya, diantaranya adalah *settling time* atau waktu yang dibutuhkan respons variabel kontrol untuk menuju set point, *behaviour* grafik sebelum mencapai set point yaitu beresilasi atau tidak, dan nilai *integral of the absolute value if error* (IAE) yang menunjukkan integral dari selisih antara *set point* dengan respons variabel kontrol

Nilai dari IAE pada respons *closed loop* Modifikasi II Sistem Empat Tangki Fase Minimum terdapat pada tabel IV.20 dan tabel IV.21.

Tabel IV.20 Tabel Nilai IAE dari respon *closed loop* PI-PID dengan *detuning Mc Avoy* dan PI – PI dengan *detuning BLT*

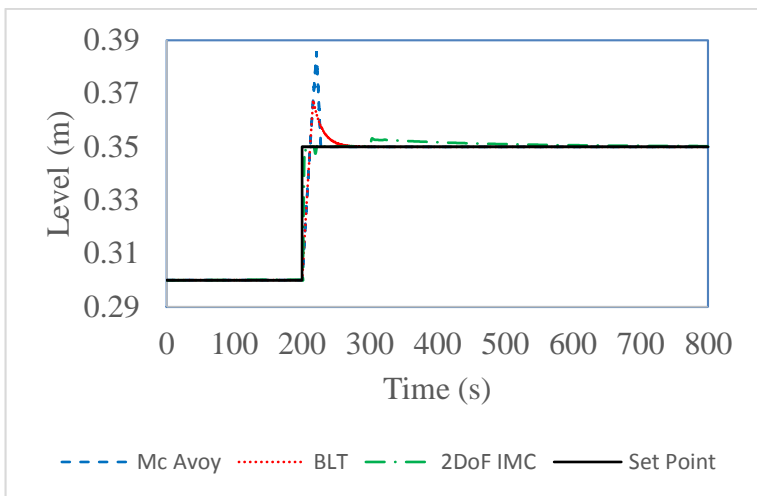
Perubahan Set Point	Detuning Mc Avoy			
	PI		PID	
	h1	h2	T10	T9
h1	0,523825	0,00016973	195,522	48,5077
h2	0,000229109	19,4538	132,143	692,209
T9	7,23E-05	3,17E-05	1054,52	168,108
T10	7,23E-05	3,17E-05	82,1133	2400,38
Perubahan Set Point	Detuning BLT			
	PI (level)		PI (level)	
	h1	h1	h1	h1
h1	0,717848	0,717848	0,717848	0,717848
h2	0,463065	0,463065	0,463065	0,463065
T9	0,351159	0,351159	0,351159	0,351159
T10	0,351157	0,351157	0,351157	0,351157

Tabel IV.21 Tabel Nilai IAE dari respon *closed loop* 2DoF-IMC dengan *tuning* MP-GM

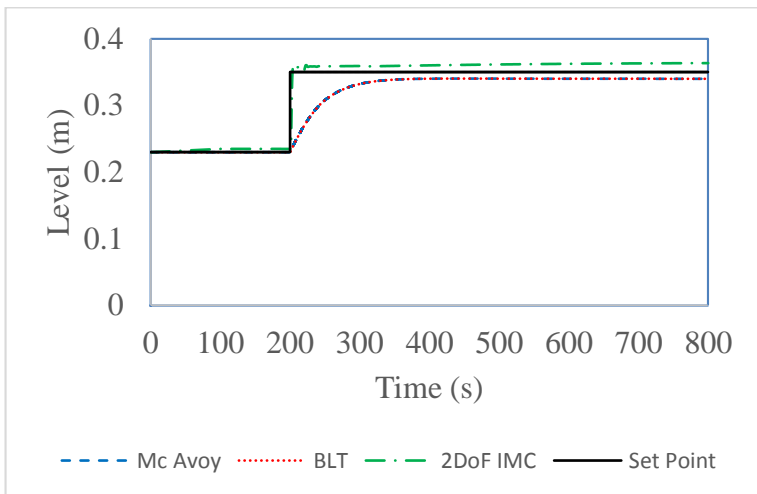
Perubahan Set Point	2DoF-IMC			
	h1	h2	T10	T9
h1	1.7455	9.8768	146.300	221.911
h2	1.6069	17.9234	144.118	233.480
T9	1.4507	10.9871	172.070	220.347
T10	1.4511	10.9871	141.493	270.330

Pada perubahan level, nilai IAE pada pengendali PI *detuning* Mc Avoy lebih kecil dibandingkan pengendali level oleh 2DoF-IMC, sedangkan untuk pengendalian temperatur, pengendali 2DoF-IMC lebih kecil daripada pengendali PID. Demikian juga pada perubahan temperature, untuk pengendalian level dimana pengendali PI lebih unggul dibandingkan dengan 2DoF-IMC, sedangkan pengendali 2DoF-IMC lebih unggul dibandingkan dengan PID untuk pengendalian temperatur. Berdasarkan waktu yang dibutuhkan untuk mencapai *set point*, PI lebih cepat dibandingkan dengan 2DoF-IMC untuk pengendalian level, sedangkan untuk pengendalian temperatur, pengendali 2DoF-IMC lebih cepat daripada pengendali PID. Namun jika yang diutamakan dari pengendalian lebih cenderung terhadap ketepatan pencapaian *set point* dibandingkan kecepatan, maka PI lebih tepat digunakan untuk pengendalian level, sedangkan untuk pengendalian temperatur, 2DoF-MC lebih tepat digunakan dibandingkan PID.

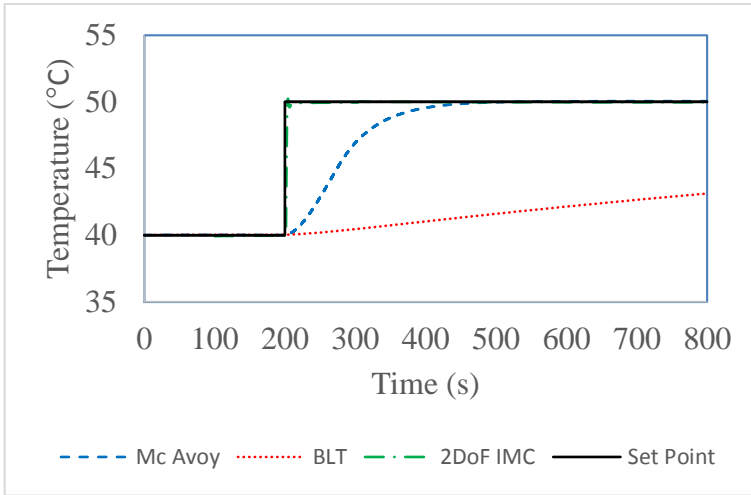
Berdasarkan pada nilai IAE, ketepatan respon terhadap *set point* dan kecepatan respon dalam proses, diperoleh hasil pengendali PI dengan *detuning* Mc Avoy lebih unggul dibandingkan pengendali level oleh 2DoF-IMC dalam mengendalikan level dan 2DoF-IMC lebih unggul dalam mengendalikan temperatur dibandingkan dengan pengendali PID.



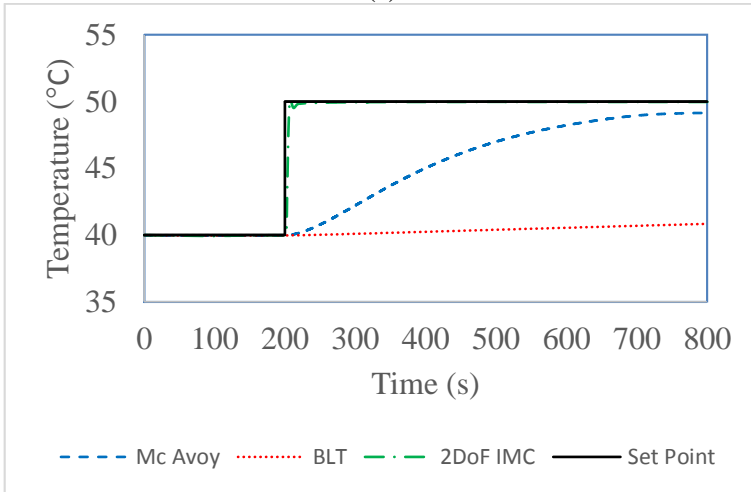
(a)



(b)



(c)



(d)

Gambar IV.67 Hasil simulasi perbandingan pengendali PI-PID dengan detuning Mc Avoy, PI-PID dengan detuning BLT, dan 2-DoF IMC pada fase nonminimum dengan perubahan: (a) *set point* H_1 ; (b) *set point* H_2 ; (c) *set point* T_9 ; (d) *set point* T_{10}

Dari Gambar IV.67 dapat dilihat bahwa untuk perubahan *set point* H_1 , H_2 , T_9 , dan T_{10} pengendali 2DoF IMC lebih unggul dari pada pengendali yang lainnya terbukti dengan grafik respon pengendali 2DoF hanya mengalami sedikit gangguan dan kembali lagi ke *set point*.

IV.4.2.2 Fase Non-Minimum ($\gamma_1 = 0,4$ & $\gamma_2 = 0,4$)

a. Pengendali PI – PID (*detuning* Mc Avoy & BLT)

Pada penggunaan pengendali PI - PID dilakukan perhitungan parameter dengan menggunakan metode Ziegler-Nichols dan *detuning* dengan metode Mc Avoy dan BLT didapatkan parameter pada masing-masing pengendali seperti tertera pada tabel IV.22 dan tabel IV.23.

Tabel IV.22 Tabel Hasil *Detuning* Mc Avoy Parameter Pengendali PI - PID

Pairing Controller	PI dan PID		
	K_c	T_I	T_D
$h_1 - U_2$	2.26	22.99	
$h_2 - U_1$	1.04	29.06	
$T_9 - Q_1$	123.75	1.95	0.49
$T_{10} - Q_2$	61.75	1.76	0.44

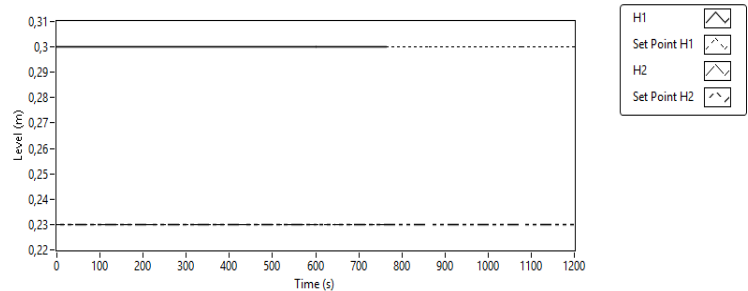
Tabel IV.23 Tabel Hasil *Detuning* BLT Parameter Pengendali PI

Pairing Controller	K_{ZNI}	T_{ZNI}	K_C	T_i
$h_1 - U_2$	0.6671	23.0105	0.44	34.77
$h_2 - U_1$	0.3074	29.0895	0.20	43.95
$T_9 - Q_1$	27.4270	3.2524	18.15	4.91
$T_{10} - Q_2$	13.6861	2.9312	9.06	4.43

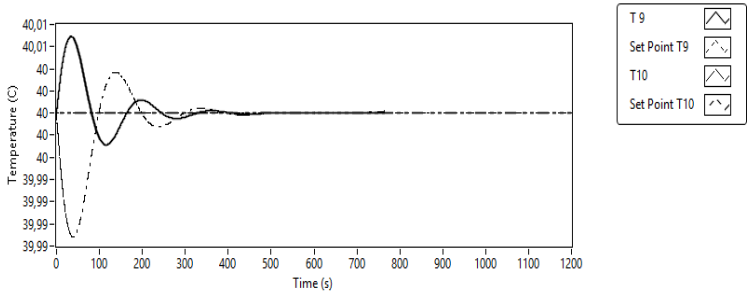
Parameter tersebut digunakan untuk simulasi *closed loop*, kemudian dilakukan perubahan *set point* pada setiap variabel

kontrol. Pada awal simulasi, sistem telah stabil sesuai kondisi steady state. Perubahan *set point* dilakukan pada waktu simulasi mencapai 200 detik. Perubahan tersebut dilakukan pada variabel kontrol h_1 , h_2 , T_9 , dan T_{10} dengan menganalisa perubahan empat variabel kontrol ketika salah satu variabel dilakukan perubahan *set point*. Pertama dilakukan perubahan *set point* h_1 , respon proses kemudian di plot ke dalam bentuk grafik, sehingga dapat diamati pada Gambar IV.67.

Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada h_1 dapat dilihat pada Gambar IV.67.



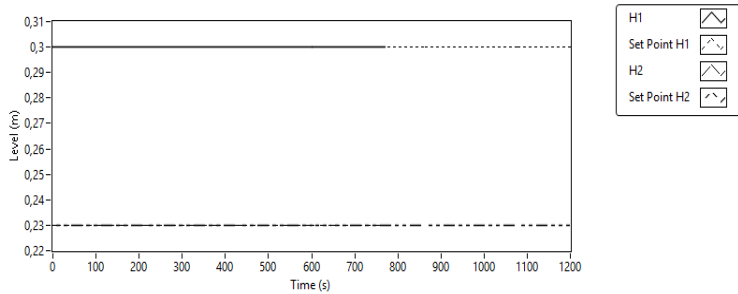
(a)



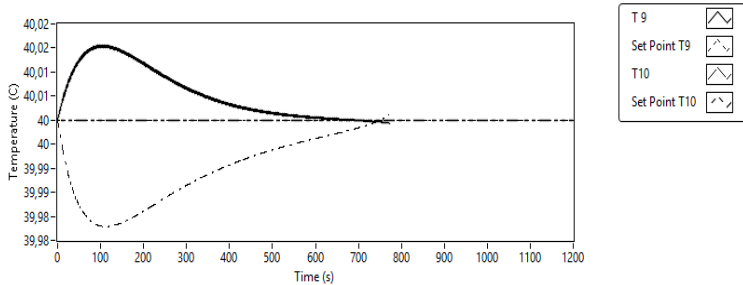
(b)

Gambar IV.67 Hasil simulasi pengendali PI-PID (Metode Mc Avoy) pada perubahan *set point* T_{10} : level; (b) temperatur.

Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada h_1 dapat dilihat pada Gambar IV.68.



(a)



(b)

Gambar IV.68 Hasil simulasi pengendali PI-PID (Metode BLT) pada perubahan *set point* T_{10} : level; (b) temperatur.

Untuk fase non minimum, proses simulasi tidak dapat berjalan dengan baik. Pada kondisi awal sistem *closed loop*, proses tidak dapat mencapai *set point*, hal tersebut dapat diamati pada grafik di atas. Adanya osilasi pada respons level maupun temperatur proses. Hal ini terjadi pada keadaan awal dengan nilai *set point* yang sama dengan nilai steady state proses open loop. Berdasarkan hasil pengamatan simulasi, tangki 3 terisi air namun tangki 4 kosong. Sedangkan tangki 1 dan 2 yang seharusnya dapat dikendalikan, tetapi sistem tidak dapat dikendalikan dengan baik.

Sistem dengan fase non minimum, laju alir ke tangki bawah sebesar 40% dan ke tangki atas sebesar 60%. Dalam hal ini

rasio laju alir ke tangki atas lebih besar dibanding laju alir ke tangki bawah, sehingga sistem cenderung tidak stabil. Level air pada tangki 1 dan 2 dikendalikan, namun laju aliran air lebih banyak ke tangki 3 dan 4, sehingga level tangki bawah lebih dipengaruhi oleh aliran keluaran dari tangki atas. Keadaan seperti ini sangat sulit untuk mengendalikan baik level maupun suhu, karena level tangki bawah lebih dipengaruhi aliran keluaran tangki atas dibanding aliran manipulasi dari laju alir pompa. Pada saat terjadi perubahan *set point* pada tangki 1 dan 2, maka pada tangki 3 dan 4 rentan terjadi overflow atau tidak terisi air sama sekali.

b. Pengendali *Two Degree of Freedom-IMC* (*tuning MP-GM*)

Sama halnya dengan fase minimum, untuk *worst case model* disajikan pada tabel IV.24 di bawah ini.

Tabel IV.24 Tabel *Worst Case Model*

	Model Proses	Worst Case Model
G_{11}	$33.820e^{-6.982s}$	$40.58e^{-8.38s}$
G_{22}	$\frac{217.982s + 1}{30.920e^{-8.980s}}$	$\frac{174.39s + 1}{37.10e^{-10.78s}}$
G_{33}	$\frac{115.982s + 1}{1.361e^{-0.982s}}$	$\frac{92.79s + 1}{1.63e^{-1.18s}}$
G_{44}	$\frac{50.982s + 1}{0.180e^{-0.982s}}$	$\frac{40.786s + 1}{0.22e^{-1.18s}}$
	$2.982s + 1$	$2.386s + 1$

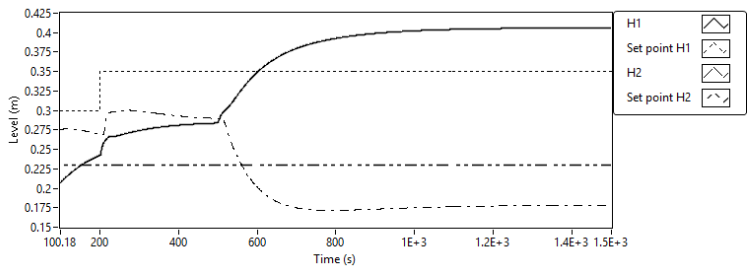
Pada penggunaan pengendali *Two Degree of Freedom-IMC* dilakukan perhitungan parameter dengan menggunakan *tuning MP-GM* (Maximum Peak-Gain Margin) didapatkan parameter pada masing-masing pengendali seperti tertera pada tabel IV.25.

Tabel IV.25 Tabel Hasil *tuning* Parameter Pengendali 2DoF-IMC

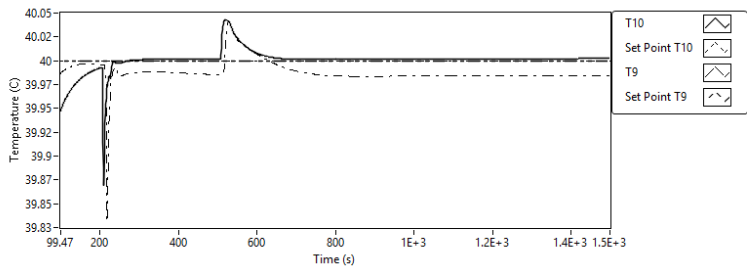
Parameter	Loop 1		Loop 2		Loop 3		Loop 4	
	Λ	α	Λ	α	λ	α	λ	α
MP	26,1 15		44, 953		1,8 849		1,8 319	
GM	23,5 034	48,6 334	40, 457	109 ,33	1,6 964	1,9 764	1,6 487	2,0 387

Berikut hasil simulasi untuk simulasi pengendalian 2DoF-IMC dengan Mp-GM Tuning.

Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada h_1 dapat dilihat pada Gambar IV.69.



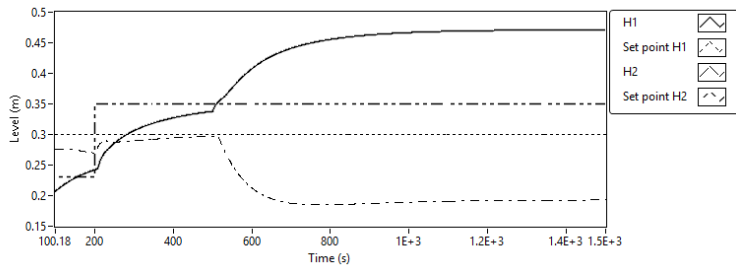
(a)



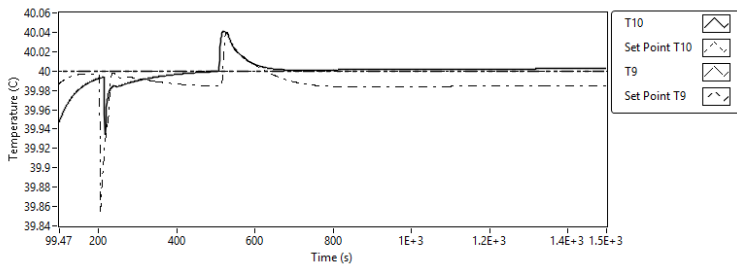
(b)

Gambar IV.69 Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan *set point* h_1 : (a) level; (b) temperatur.

Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada h_2 dapat dilihat pada Gambar IV.70.



(a)



(b)

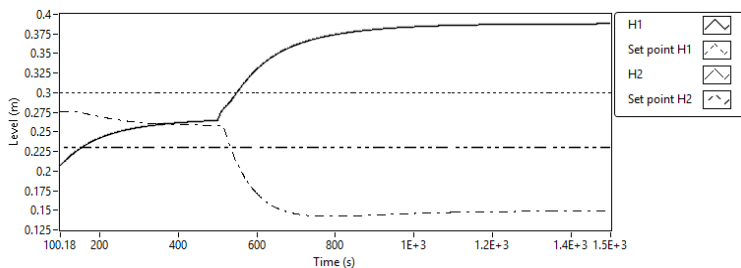
Gambar IV.70 Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan *set point* h_2 : (a) level; (b) temperatur.

Pada simulasi *closed loop* dilakukan perubahan *set point* level (h_1) dari 0,3 m menjadi 0,35 m pada waktu simulasi 200 detik dengan pemberian disturbance pada bukaan valve di tangki 1 sebesar 90%. Berbeda dengan level pada fase minimum yang mudah dikendalikan, pada sistem dengan fase non minimum menghasilkan respons yang cenderung tidak stabil setelah dikendalikan. Hal tersebut dapat dilihat dari respons variabel kontrol h_1 . Berdasarkan hasil simulasi, respons variabel kontrol h_1 tidak dapat mencapai *set point* dengan adanya *offset* sebesar 16,1% kemudian konstan pada 1440 detik (24 menit) dengan nilai h_1 0,4062 m. Sama halnya ketika dilakukan perubahan *set point* h_2 dari 0,23 m ke 0,35 m. Respons variabel kontrol h_2 juga tidak dapat

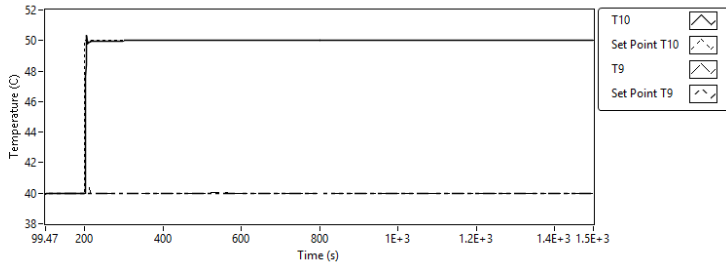
mencapai *set point* dengan adanya *offset* sebesar 16,2% kemudian konstan pada waktu 1460 detik (24,3 menit) dengan nilai h_2 0,1505 m. Nilai y_1 dan y_2 yang kecil mengakibatkan aliran air yang mengalir ke tangki atas (3 & 4) lebih besar dibandingkan aliran air ke tangki bawah (1 & 2) dan level pada tangki atas (3 & 4) cenderung tinggi sehingga aliran yang keluar dari tangki atas menuju tangki bawah cenderung lebih besar jika dibandingkan pada fase minimum, hal tersebut dapat memberikan pengaruh gangguan yang signifikan terhadap sistem yang sudah stabil di tangki bawah (1 & 2). Dengan demikian, variabel kontrol h_1 dan h_2 yang berada pada sistem tangki 1 dan 2 akan lebih sulit dikendalikan pada fase non minimum dibandingkan fase minimum. Dari hasil tersebut dapat dikatakan bahwa 2DoF-IMC kurang baik dalam pengendalian level modifikasi I sistem empat tangki.

Adanya perubahan *set point* pada level mengakibatkan adanya sedikit gangguan pada pengendalian temperatur. Perubahan temperatur dapat diatasi dengan baik oleh 2DoF-IMC, hal tersebut dapat dilihat dari temperatur T_9 dan T_{10} yang kembali ke *set point* tanpa adanya *offset* dalam waktu kurang lebih sekitar dari 499 detik (8,3 menit).

Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada T_9 dapat dilihat pada Gambar IV.71.



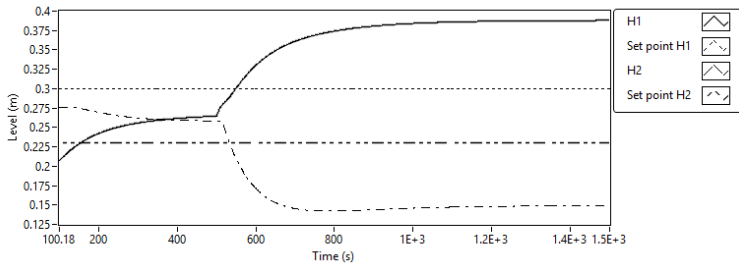
(a)



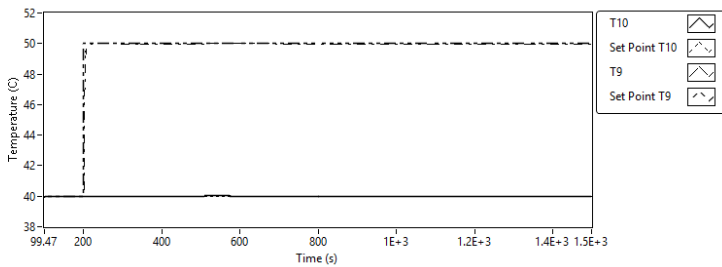
(b)

Gambar IV.71 Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan *set point* T_9 : (a) level; (b) temperatur.

Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada T_{10} dapat dilihat pada Gambar IV.72.



(a)



(b)

Gambar IV.72 Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan *set point* T_{10} : (a) level; (b) temperatur.

Pada simulasi *closed loop* diberikan perubahan *set point* temperatur T_9 dari 40°C ke 50°C pada waktu simulasi 200 detik dengan pemberian disturbance pada bukaan valve di tangki 1 sebesar 90%. Berdasarkan hasil simulasi, respons variabel kontrol T_9 dapat mencapai *set point* tanpa adanya *offset*. Sama halnya ketika dilakukan perubahan *set point* T_{10} dari 40°C ke 50°C pada waktu yang sama. Respons variabel kontrol T_{10} dapat mencapai *set point* tanpa adanya *offset*. Pada gambar IV.71b dan gambar IV.72b terlihat bahwa pada perubahan temperatur, pemberian disturbance tidak banyak berpengaruh. Hal ini dikarenakan pemberian disturbancenya kemungkinan terlalu kecil, sehingga tidak memberikan pengaruh pada respons variabel kontrol temperatur T_9 dan T_{10} . Terlalu cepatnya respons mencapai *set point* dikarenakan pemasangan batas (*constraint*) aliran panas (Q) yang relatif sulit pada blok diagram IMC yang berupa transfer fungsi. Berbeda dengan pengendalian pada perubahan level, pengendalian temperatur pada perubahan temperatur memberikan hasil yang baik. Seperti yang telah dibahas di sub bab sebelumnya, IMC digunakan untuk mengatasi masalah yang ditimbulkan oleh proses yang memiliki *time delay* pada pengendali konvensional sehingga untuk proses pengendalian temperatur yang mengandung *time delay*, IMC dapat bekerja secara optimum.

Sistem pengendalian level dikatakan tidak baik apabila ada salah satu tangki yang kosong ataupun overflow. Sistem pengendalian level empat tangki fase non minimum dikategorikan tidak stabil, namun ketika pengendali tidak dapat mengatasi proses ini maka dapat dikatakan bahwa pengendali yang digunakan belum tepat. Selain itu, metode tuning dan metode *detuning* yang digunakan juga sangat mempengaruhi kinerja pengendali.

Ada beberapa faktor yang menunjukkan keunggulan pengendali satu dengan pengendali lainnya, diantaranya adalah *settling time* atau waktu yang dibutuhkan respons variabel kontrol untuk menuju set point, *behaviour* grafik sebelum mencapai set point yaitu berosilasi atau tidak, dan nilai *integral of the absolute*

value if error (IAE) yang menunjukkan integral dari selisih antara *set point* dengan respons variabel kontrol

Nilai dari IAE pada respons *closed loop* Modifikasi II Sistem Empat Tangki Fase Minimum terdapat pada tabel IV.26.

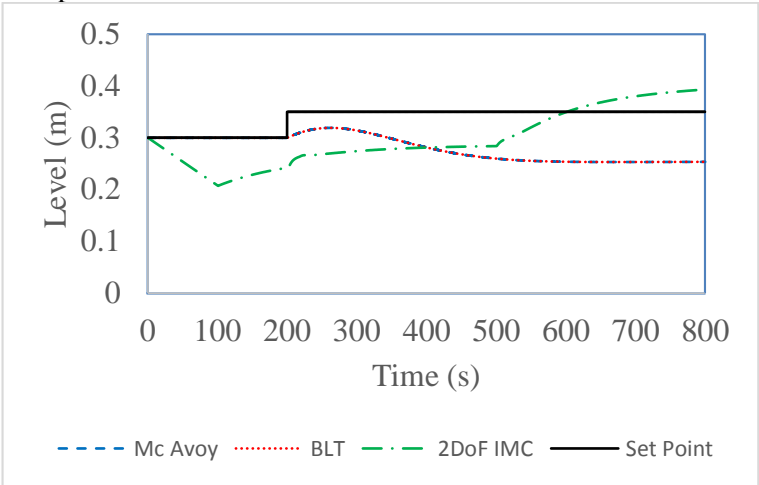
Tabel IV.26 Tabel Nilai IAE dari respon *closed loop* 2DoF-IMC dengan *tuning* MP-GM

Perubahan <i>set point</i>	2DoF-IMC			
	h_1	h_2	T_{10}	T_9
h_1	89.056	79.5529	112.539	126.107
h_2	180.792	180.137	113.239	126.668
T_{10}	106.620	96.3747	137.261	125.178
T_9	106.620	96.3740	111.607	152.705

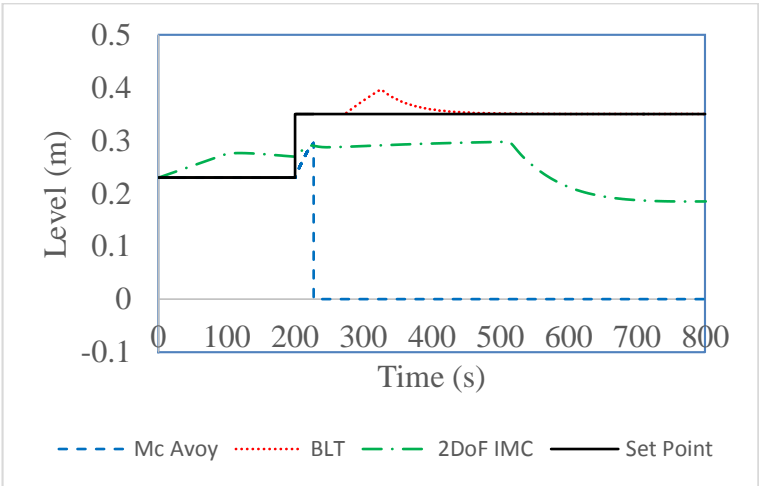
Pada perubahan level dan temperatur untuk fasa non-minimum diperoleh nilai IAE hanya pada pengendali 2DoF-IMC. Untuk pengendali PI-PID (*detuning* *Mc Avoy* dan BLT) nilai IAE bernilai *NaN* (*not a number*). Hal ini menunjukkan bahwa pengendali PI-PID kurang stabil digunakan untuk fasa non-minimum pada sistem quadruple tank modifikasi II. Berbeda dengan pengendali PI-PID, pengendali 2DoF-IMC mampu memberikan hasil respon yang baik untuk pengendalian level dan temperatur. Seperti yang telah dibahas di sub bab sebelumnya, 2DoF-IMC digunakan untuk mengatasi masalah yang ditimbulkan oleh proses yang memiliki *time delay* pada pengendali konvensional sehingga untuk proses pengendalian temperatur yang mengandung *time delay*, 2DoF-IMC dapat bekerja secara optimum.

Sistem pengendalian level dikatakan tidak baik apabila ada salah satu tangki yang kosong ataupun overflow. Sistem pengendalian level empat tangki fase non minimum dikategorikan tidak stabil, namun ketika pengendali tidak dapat mengatasi proses ini maka dapat dikatakan bahwa pengendali yang digunakan belum tepat. Selain itu, metode tuning dan metode *detuning* yang digunakan juga sangat mempengaruhi kinerja pengendali.

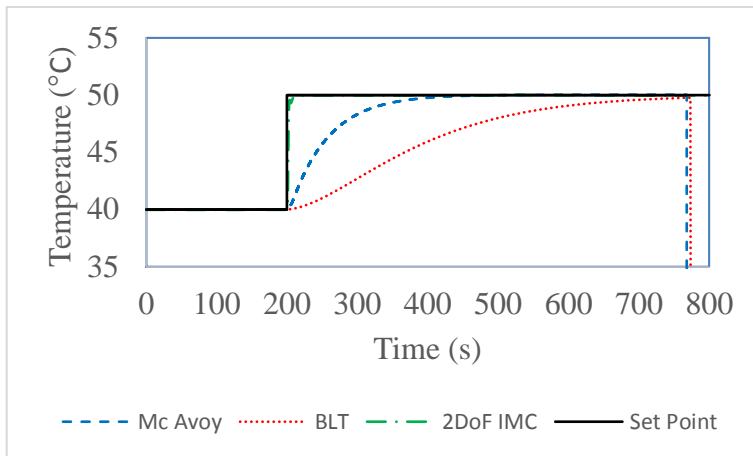
Sehingga metode *detuning* BLT dan metode *detuning* Mc Avoy belum dapat menghasilkan sistem pengendalian level yang baik pada fase non minimum jika dibandingkan dengan metode yang sama pada fase minimum.



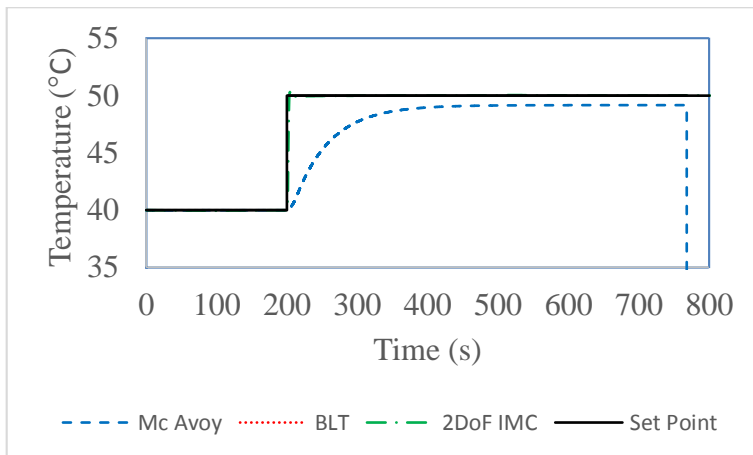
(a)



(b)



(c)



(d)

Gambar IV.73 Hasil simulasi perbandingan pengendali PI-PID dengan detuning Mc Avoy, PI-PID dengan detuning BLT, dan 2-

DoF IMC pada fase nonminimum dengan perubahan: (a) *set point* H_1 ; (b) *set point* H_2 ; (c) *set point* T_9 ; (d) *set point* T_{10}

Dari Gambar IV.73 dapat dilihat bahwa untuk perubahan *set point* H_1 dan H_2 semua pengendali tidak dapat kembali lagi ke *set point*. Sedangkan untuk perubahan *set point* T_9 dan T_{10} pengendali 2DoF IMC lebih unggul dari pada pengendali yang lain terbukti dari grafik respon pengendali 2DoF IMC yang dapat kembali lagi ke *set point* tanpa adanya *offset*.



BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

V.1 KESIMPULAN

Dari hasil penelitian yang telah dilakukan berdasarkan metode penelitian yang dirumuskan, dapat diambil kesimpulan sebagai berikut :

1. Modifikasi I & II sistem empat tangki telah dapat disimulasikan menggunakan perangkat lunak *NI Labview*. Simulasi tersebut dapat digunakan untuk menganalisa dinamika proses dan pengendalian sistem dengan tampilan yang mudah dipahami bagi pengguna.
2. Berdasarkan simulasi *open loop* dan identifikasi *step test*, transfer fungsi mengandung *time delay* dan dapat didekati dengan sistem FOPDT (*first order plus dead time*).
3. Pada fase minimum, berdasarkan pada nilai IAE, ketepatan respon terhadap *set point* dan kecepatan respon dalam proses, pengendali PI dengan *detuning Mc Avoy* lebih unggul dibandingkan pengendali level oleh 2DoF-IMC dan pengendali PI dengan *detuning BLT* dalam mengendalikan level dan 2DoF-IMC lebih unggul dalam mengendalikan temperatur dibandingkan dengan pengendali PID. Sedangkan untuk fase non-minimum, respons variabel kontrol level dan suhu cenderung tidak stabil serta sulit dikendalikan dengan pengendali PI dan PID. Pada pengendalian temperatur, 2DoF-IMC dapat digunakan sebagai referensi pengendali karena mampu memberikan ketepatan respon terhadap *set point* dan kecepatan respon dalam proses.

V.1 SARAN

1. Sebelum menghitung nilai parameter pengendali, sebaiknya dilakukan penentuan range kestabilan sistem MIMO 4x4 agar harga gain pengendali berada pada wilayah kestabilan dan variabel kontrol dapat dikendalikan.
2. Dapat dilakukan penelitian lebih lanjut mengenai metode penetapan parameter pengendali yang tepat untuk fase non-minimum.
3. Untuk selanjutnya, simulasi ini diharapkan bisa diaplikasikan secara nyata untuk proses multivariable dengan peralatan sederhana.



DAFTAR PUSTAKA

DAFTAR PUSTAKA

- Araki, M. and Taguchi, H., 2003, "*Two Degree of Freedom PID Controller*", *Internasional Journal of Control, Automation and Systems* Vol. 1, No. 4
- Economou, C. G. dan Morari M. 1986. *Internal Model Control. 6. Multiloop Design. Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, Vol. 25, No. 2, Hal. 411-419.
- Edgar, T. 2004. *Introduction to Labview for Control Design and Simulation*. National Instrument.
- Garcia, C. E., Morari M. 1985, *Internal Model Control. 2. Design Procedure for Multivariable Systems*, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, Vol. 24, No. 2.
- Gumelar, Nia, Juwari dan Renanto. *Process Dynamic and Control Modified II Quadruple-Tank on LabView Application*. Skripsi Teknik Kimia FTI-ITS, Surabaya, 2015
- Ilham, Hasan, Juwari, Renanto. *Process Dynamic and Control Quadruple-Tank Modified I System with NI LabView software*. Skripsi Teknik Kimia FTI-ITS, Surabaya, 2015
- Jayaprakash J., Senthil R. T., dan Harish B. T. *Analysis of Modelling Methods of Quadruple Tank System. International Journal of Advanced Research in Electrical, Electronic, and Instrumentation Engineering*. Vol 3. Agustus 2014.

- Johansson, K. H., Alexander H., OlleWijk, dan Andre H. Teaching Multivariabel Control Using the Quadruple Tank Process. *IEEE Conference on Decision and Control*. Arizona. December 1999.
- Juwari P. S., Renanto H., Anwaruddin H., dan Santi P. R. 2014. Dynamic Model and Interaction of Modified Quadruple Tank System. *International Seminar on Fundamental and Application of Chemical Engineering*. Surabaya. November 2014.
- Luyben, W.L. 1989. *Process Modeling, Simulation, and Control for Chemical Engineer*. 2nd Edition. New York:McGraw Hill.
- Morari, M. and Zafiriou, E., 1982, “*Robust process control*”, Englewood Cliffs, NJ: Prentice –Hall.
- Nurman, Y. P. dan Dody A. B. *Pengendalian Empat Tangki yang Saling Berinteraksi*. Skripsi Teknik Kimia FTI-ITS, Surabaya, 2006.
- Ogata, K., 1997, *Modern Control Engineering (Third Edition)*, Prentice Hall, New Jersey.
- Ogunnaike, B.A dan Ray, W.H. 1994. *Process Dynamics, Modeling, and Control*. New York:Oxford University Press.
- Rusli, E., Siong Ang, dan Richard D. 2004. A Quadruple Tank Process Control Experiment. *Che Division of ASEE*, Hal. 174-181.
- Seborg, D., E., Edgar T. F., Mellichamp, D. A., dan Doyle F. J. 2011. *Process Dynamics and Control*, 3rd Edition. USA:John Wiley and Sons Inc.

- Setiawan, I. 2008. *Kontrol PID Untuk Proses Industri*. Elex Media Komputindo.
- Tao Liu, Furong Gao., 2010, “*Enhanced IMC-based load disturbance rejection design for integrating processes with slow dynamics*”, Proceedings of the 9th International Symposium on Dynamics and Control of Process Systems, , Lueven Belgium.
- Vijula, Prof. D. Angeline, Anu K, Honey Mol P, Poorna Priya S., 2013. *Mathematical Modelling of Quadruple Tank System*. International Journal of Emerging Technology and Advanced Engineering, Vol. 3, Issue 12.
- Vilanova,R., V. M. Alvaro, Arrieta O, 2011, “*Analitycal Robust Tuning Approach for two degreeof freedom*”, Engineering letter, 19:3, EL_19_3_08.
- Yu, C. C. 2006. *Autotuning of PID Controllers*. 2nd Edition. London:Springer-Verlag.



DAFTAR NOTASI

DAFTAR NOTASI

NOTASI	KETERANGAN	SATUAN
K	<i>Process gain</i>	-
K _c	<i>Control Gain</i>	-
τ	<i>Time constant</i>	sekon
τ_i	<i>Integral Time</i>	sekon
τ_c	<i>Controller time</i>	sekon
τ_D	<i>Derivative Time</i>	sekon
θ	<i>Time Delay</i>	sekon
T	Temperatur	K
\bar{n}	Kondisi n saat <i>steady state</i>	-
t	Waktu	sekon
C	<i>Heat Capacity</i>	J/kg K
A _i	Luas alas tangki ke-i	m ²
a _i	Luas Permukaan Lubang Pipa Bawah ke-i	m ²
a' _i	Luas Permukaan Lubang Pipa Samping ke-i	m ²
D _i	Diameter alas tangki ke-i	m
d _i	Diameter Lubang Pipa Bawah ke-i	m
d' _i	Diameter Lubang Pipa Samping ke-i	m
g	Percepatan Gravitasi	m/s ²
Λ	Matriks Relative Gain Array	-
γ	Rasio bukaan aliran	-

k	Konstanta pompa	-
λ_{ij}	<i>Relative Gain Array</i>	-
ρ	Massa jenis	kg/m^3
h_i	Level	m
q	Laju Alir	m^3/s
u	Laju Alir dari Pompa	m^3/s
W_i	Massa Aliran ke-i	kg
Q	Kalor	Joule
ω_c	Frekuensi Osilasi	rad/min
K_{cu}	<i>Ultimate Gain</i>	-
P_u	<i>Ultimate Period</i>	Sekon

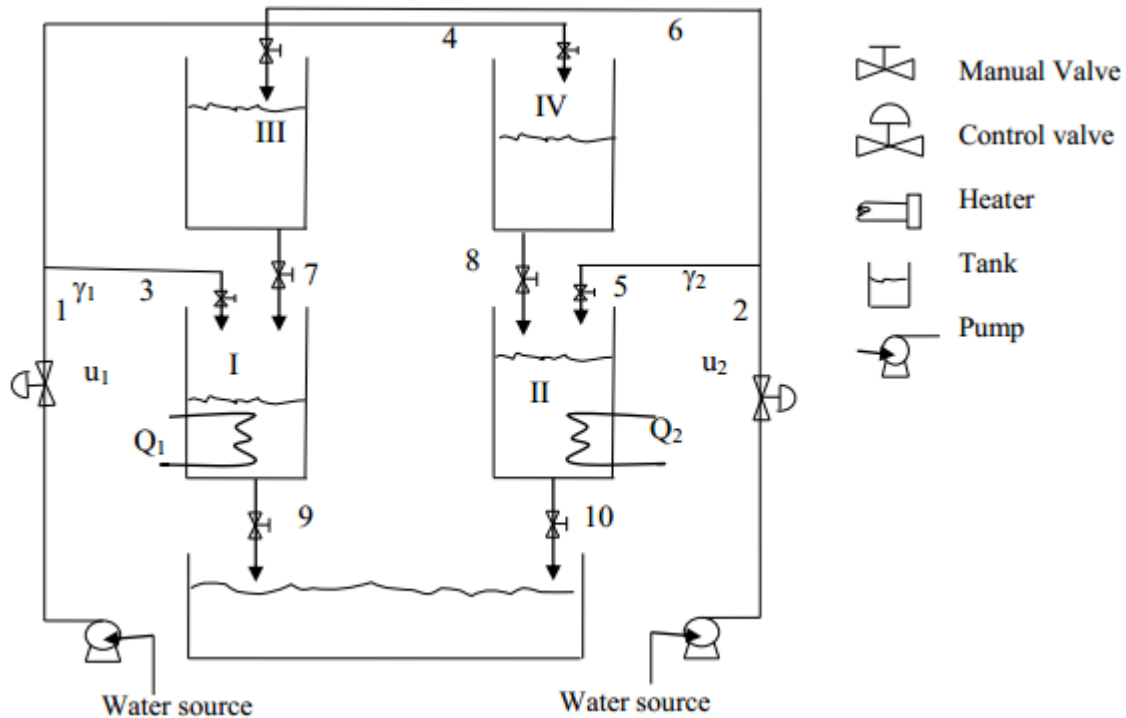


APPENDIKS

APPENDIKS A

NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

A.1 Skema Peralatan Modifikasi I Sistem Empat Tangki



Gambar 1. Skema Peralatan Modifikasi I Sistem Empat Tangki

Spesifikasi :

Diameter Tangki	= 0,2 m
Tinggi Tangki	= 0,5 m
Diameter Pipa Keluaran Bawah	= 1/4 in = 0,925 cm
Diameter Pipa Keluaran Samping	= 1/8 in = 0,341 cm
Luas Alas Tangki (A)	= 0,03143 m ²
Luas Permukaan Lubang Pipa Bawah (a)	= 6,723 x 10 ⁻⁵ m ²
Luas Permukaan Lubang Pipa Samping (a')	= 0,916 x 10 ⁻⁵ m ²

Parameter Proses :

Massa jenis air	= 1000 kg/m ³
Kapasitas panas air	= 4220 J/kg K
Percepatan gravitasi	= 9,8 m/s ²

Suhu air = 40°C
 Suhu referensi = 0°C
 Konstanta pompa = 1

A.2 Neraca Massa

Persamaan yang digunakan dalam sistem empat tangki adalah persamaan non linier yang berasal dari neraca massa dan persamaan Bernoulli untuk masing-masing tangki, yaitu :

$$A_i \frac{dh_i}{dt} = -a_i \sqrt{2gh_i} + q_{in}$$

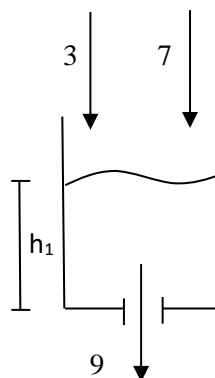
$$q_{pump_i} = k_i u_i$$

Dimana A_i adalah luasan tangki, h_i ketinggian air, a_i luasan lubang keluar, g percepatan gravitasi dan q_{in} aliran masuk ke tangki. Masing-masing pompa memberikan aliran sebanding ke sinyal pengendalian.

$$q_{pump_i} = k_i u_i$$

Dimana k_i konstanta pompa. Aliran dari pompa dibagi sesuai dengan dua parameter γ_1, γ_2 . Aliran ke tangki 1 adalah $\gamma_1 k_1 u_1$ dan aliran ke tangki 4 adalah $(1 - \gamma_1) k_1 u_1$. Secara simetris, aliran ke tangki 2 adalah $\gamma_2 k_2 u_2$ dan aliran ke tangki 3 adalah $(1 - \gamma_2) k_2 u_2$. Dengan menganggap aliran masuk dan keluar dari semua tangki secara simultan, maka penurunan neraca massa dan neraca energi untuk tiap tangki berdasarkan skema pada Gambar IV.1.1 dapat dijelaskan sebagai berikut :

Tangki 1



Neraca Massa Steady State

Accumulation = input – output

$$0 = \text{aliran 3} + \text{aliran 7} - \text{aliran 9}$$

$$0 = a_3 \sqrt{2gh_3^0} + \gamma_1 k_1 u_1^0 - a_1 \sqrt{2gh_1^0}$$

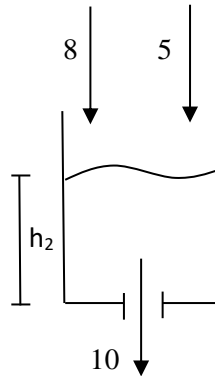
Neraca Massa Unsteady State

Accumulation = input – output

$$A_1 \frac{dh_1}{dt} = a_3 \sqrt{2gh_3} + \gamma_1 k_1 u_1 - a_1 \sqrt{2gh_1}$$

$$\frac{dh_1}{dt} = \frac{a_3 \sqrt{2gh_3}}{A_1} + \frac{\gamma_1 k_1 u_1}{A_1} - \frac{a_1 \sqrt{2gh_1}}{A_1}$$

Tangki 2



Neraca Massa Steady State

Accumulation = input – output

$$0 = \text{aliran 8} + \text{aliran 5} - \text{aliran 10}$$

$$0 = a_4 \sqrt{2gh_4^0} + \gamma_2 k_2 u_2^0 - a_2 \sqrt{2gh_2^0}$$

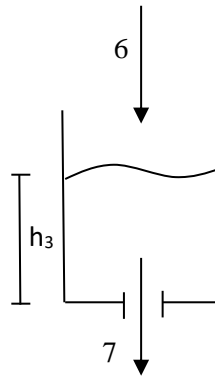
Neraca Massa Unsteady State

Accumulation = input – output

$$A_2 \frac{dh_2}{dt} = a_4 \sqrt{2gh_4} + \gamma_2 k_2 u_2 - a_2 \sqrt{2gh_2}$$

$$\frac{dh_2}{dt} = \frac{a_4 \sqrt{2gh_4}}{A_2} + \frac{\gamma_2 k_2 u_2}{A_2} - \frac{a_2 \sqrt{2gh_2}}{A_2}$$

Tangki 3



Neraca Massa Steady State

Accumulation = input – output

0 = aliran 6 – aliran 7

$$0 = (1 - \gamma_2) k_2 u_2^0 - a_3 \sqrt{2gh_3^0}$$

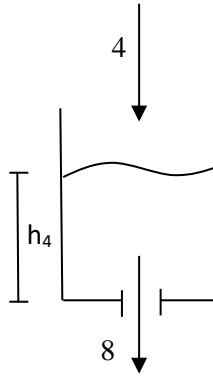
Neraca Massa Unsteady State

Accumulation = input – output

$$A_3 \frac{dh_3}{dt} = (1 - \gamma_2) k_2 u_2 - a_3 \sqrt{2gh_3}$$

$$\frac{dh_3}{dt} = \frac{(1 - \gamma_2) k_2 u_2}{A_3} - \frac{a_3 \sqrt{2gh_3}}{A_3}$$

Tangki 4



Neraca Massa Steady State

Accumulation = input – output

$$0 = \text{aliran 4} - \text{aliran 8}$$

$$0 = (1 - \gamma_1)k_1 u_1^0 - a_4 \sqrt{2gh_4^0}$$

Neraca Massa Unsteady State

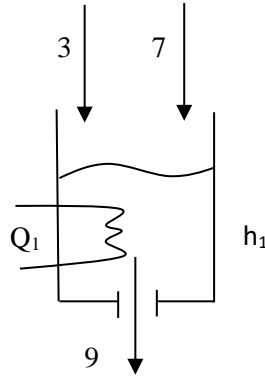
Accumulation = input – output

$$A_4 \frac{dh_4}{dt} = (1 - \gamma_1)k_1 u_1 - a_4 \sqrt{2gh_4}$$

$$\frac{dh_4}{dt} = \frac{(1 - \gamma_1)k_1 u_1}{A_4} - \frac{a_4 \sqrt{2gh_4}}{A_4}$$

A.3 Neraca Energi

Tangki 1



1. Neraca Energi Steady State

Accumulation = input – output

$$0 = \Delta H_3 + \Delta H_7 + Q_1 - \Delta H_9$$

$$0 = W_3 C (\bar{T}_3 - T_{ref}) + W_7 C (\bar{T}_7 - T_{ref}) + \bar{Q}_1 - W_9 C (\bar{T}_9 - T_{ref})$$

2. Neraca Energi Unsteady State

V dalam keadaan tidak konstan.

Accumulation = input – output

$$A_1 \rho C \frac{d h_1 \cdot T_9}{dt} = W_3 C \rho (T_3 - T_{ref}) + W_7 C \rho (T_7 - T_{ref}) + Q_1 - W_9 C \rho (T_9 - T_{ref})$$

$$A_1 \left(h_1 \frac{dT_9}{dt} + T_9 \frac{dh_1}{dt} \right) = W_3 (T_3 - T_{ref}) + W_7 (T_7 - T_{ref}) + \frac{Q_1}{\rho C} - W_9 (T_9 - T_{ref})$$

$$A_1 \left(h_1 \frac{dT_9}{dt} + T_9 \frac{dh_1}{dt} \right) = W_3 T_3 + W_7 T_7 + \frac{Q_1}{\rho C} - W_9 T_9$$

$$h_1 \frac{dT_9}{dt} + T_9 \frac{dh_1}{dt} = \frac{W_3}{A_1} T_3 + \frac{W_7}{A_1} T_7 + \frac{Q_1}{A_1 \rho C} - \frac{W_9}{A_1} T_9$$

$$h_1 \frac{dT_9}{dt} = \frac{W_3}{A_1} T_3 + \frac{W_7}{A_1} T_7 + \frac{Q_1}{A_1 \rho C} - \frac{W_9}{A_1} T_9 - T_9 \frac{dh_1}{dt}$$

$$\frac{dT_9}{dt} = \frac{W_3 T_3}{A_1 h_1} + \frac{W_7 T_7}{A_1 h_1} + \frac{Q_1}{A_1 \rho C h_1} - \frac{W_9}{A_1 h_1} T_9 - \frac{T_9}{h_1} \frac{dh_1}{dt}$$

(9)

Dimana,:

$$W_3 = \gamma_1 k_1 u_1$$

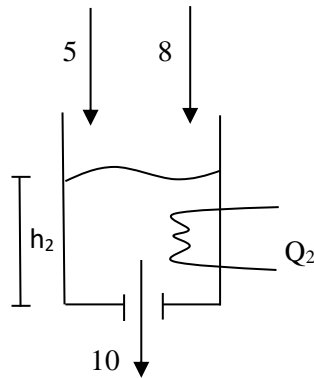
$$W_7 = a_3 \sqrt{2gh_3}$$

$$W_9 = a_1 \sqrt{2gh_1}$$

Sehingga persamaan (9) menjadi :

$$\frac{dT_9}{dt} = \frac{\gamma_1 k_1 u_1 T_3}{A_1 h_1} + \frac{a_3 \sqrt{2gh_3} T_7}{A_1 h_1} + \frac{Q_1}{A_1 \rho C h_1} - \frac{a_1 \sqrt{2gh_1} T_9}{A_1 h_1} - \frac{T_9}{h_1} \frac{dh_1}{dt} \quad (10)$$

Tangki 2



1. Steady State energy balance

Accumulation = input – output

$$0 = \Delta H_5 + \Delta H_8 + Q_2 - \Delta H_{10}$$

$$0 = W_5 C (\bar{T}_5 - T_{ref}) + W_8 C (\bar{T}_8 - T_{ref}) + \bar{Q}_2 - W_{10} C (\bar{T}_{10} - T_{ref})$$

2. Unsteady State energy balance

$V \neq \text{konstan}$

Accumulation = input – output

$$A_2 \rho C \frac{d h_2 T_{10}}{dt} = W_5 C \rho (T_5 - T_{ref}) + W_8 C \rho (T_8 - T_{ref}) + Q_2 - W_{10} C \rho (T_{10} - T_{ref})$$

$$\begin{aligned}
& A_2 \left(h_2 \frac{dT_{10}}{dt} + T_{10} \frac{dh_2}{dt} \right) \\
& = W_5(T_5 - T_{ref}) + W_8(T_8 - T_{ref}) + \frac{Q_2}{C\rho} - (W_5 + W_8)(T_{10} - T_{ref}) \\
& A_2 \left(h_2 \frac{dT_{10}}{dt} + T_{10} \frac{dh_2}{dt} \right) = W_5 T_5 + W_8 T_8 + \frac{Q_2}{C\rho} - (W_5 + W_8) T_{10} \\
& h_2 \frac{dT_{10}}{dt} + T_{10} \frac{dh_2}{dt} = \frac{W_5}{A_2} T_5 + \frac{W_8}{A_2} T_8 + \frac{Q_2}{A_2 \rho C} - \frac{W_{10}}{A_2} T_{10} \\
& h_2 \frac{dT_{10}}{dt} = \frac{W_5}{A_2} T_5 + \frac{W_8}{A_2} T_8 + \frac{Q_2}{A_2 \rho C} - \frac{W_{10}}{A_2} T_{10} - T_{10} \frac{dh_2}{dt} \\
& \frac{dT_{10}}{dt} = \frac{W_5 T_5}{A_2 h_2} + \frac{W_8 T_8}{A_2 h_2} + \frac{Q_2}{A_2 \rho C h_2} - \frac{W_{10} T_{10}}{A_2 h_2} - \frac{T_{10}}{h_2} \frac{dh_2}{dt}
\end{aligned} \tag{11}$$

Dimana :

$$W_5 = \gamma_2 k_2 u_2$$

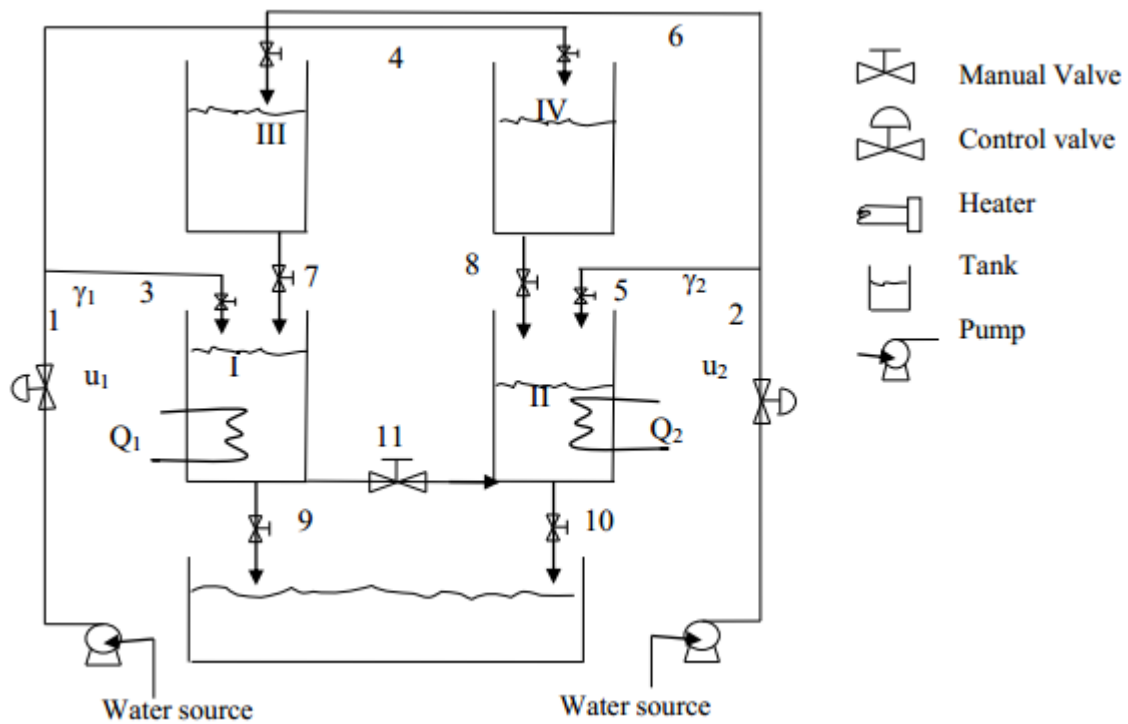
$$W_8 = a_4 \sqrt{2gh_4}$$

$$W_{10} = a_2 \sqrt{2gh_2}$$

Sehingga persamaan (11) menjadi :

$$\frac{dT_{10}}{dt} = \frac{\gamma_2 k_2 u_2 T_5}{A_2 h_2} + \frac{a_4 \sqrt{2gh_4} T_8}{A_2 h_2} + \frac{Q_2}{A_2 \rho C h_2} - \frac{a_2 \sqrt{2gh_2} T_{10}}{A_2 h_2} - \frac{T_{10}}{h_2} \frac{dh_2}{dt} \tag{12}$$

A.4 Skema Peralatan Modifikasi II Sistem Empat Tangki



Gambar 2. Skema Peralatan Modifikasi II Sistem Empat Tangki

Spesifikasi :

Diameter Tangki	= 0,2 m
Tinggi Tangki	= 0,5 m
Diameter Pipa Keluaran Bawah	= 1/4 in = 0,925 cm
Diameter Pipa Keluaran Samping	= 1/8 in = 0,341 cm
Luas Alas Tangki (A)	= 0,03143 m ²
Luas Permukaan Lubang Pipa Bawah (a)	= 6,723 x 10 ⁻⁵ m ²
Luas Permukaan Lubang Pipa Samping (a')	= 0,916 x 10 ⁻⁵ m ²

Parameter Proses :

Massa jenis air	= 1000 kg/m ³
Kapasitas panas air	= 4220 J/kg K
Percepatan gravitasi	= 9,8 m/s ²
Suhu air	= 40°C
Suhu referensi	= 0°C
Konstanta pompa	= 1

A.5 Neraca Massa

Persamaan yang digunakan dalam sistem empat tangki adalah persamaan non linier yang berasal dari neraca massa dan persamaan Bernoulli untuk masing-masing tangki, yaitu :

$$A_i \frac{dh_i}{dt} = -a_i \sqrt{2gh_i} + q_{in}$$

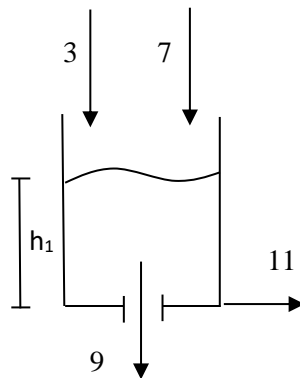
$$q_{pump_i} = k_i u_i$$

Dimana A_i adalah luasan tangki, h_i ketinggian air, a_i luasan lubang keluar, g percepatan gravitasi dan q_{in} aliran masuk ke tangki. Masing-masing pompa memberikan aliran sebanding ke sinyal pengendalian.

$$q_{pump_i} = k_i u_i$$

Dimana k_i konstanta pompa. Aliran dari pompa dibagi sesuai dengan dua parameter γ_1, γ_2 . Aliran ke tangki 1 adalah $\gamma_1 k_1 u_1$ dan aliran ke tangki 4 adalah $(1 - \gamma_1) k_1 u_1$. Secara simetris, aliran ke tangki 2 adalah $\gamma_2 k_2 u_2$ dan aliran ke tangki 3 adalah $(1 - \gamma_2) k_2 u_2$. Dengan menganggap aliran masuk dan keluar dari semua tangki secara simultan, maka penurunan neraca massa dan neraca energi untuk tiap tangki berdasarkan skema pada Gambar IV.1.1 dapat dijelaskan sebagai berikut :

Tangki 1



Neraca Massa Steady State

Accumulation = input – output

$$0 = \text{aliran 3} + \text{aliran 7} - \text{aliran 11} - \text{aliran 9}$$

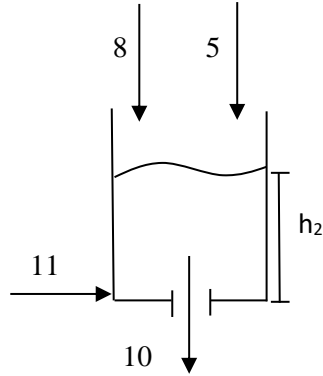
$$0 = \gamma_1 k_1 u_1 + a_3 \sqrt{2gh_3} - a_1 \sqrt{2g(h_1 - h_2)} - a_1 \sqrt{2gh_1} +$$

Neraca Massa Unsteady State

Accumulation = input – output

$$A_1 \frac{dh_1}{dt} = \gamma_1 k_1 u_1 + a_3 \sqrt{2gh_3} - a_1 \sqrt{2g(h_1 - h_2)} - a_1 \sqrt{2gh_1}$$

Tangki 2



Neraca Massa Steady State

Accumulation = input – output

$$0 = \text{aliran 8} + \text{aliran 5} + \text{aliran 11} - \text{aliran 10}$$

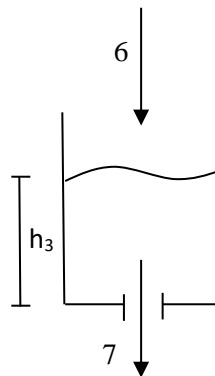
$$0 = a_4 \sqrt{2gh_4} + \gamma_2 k_2 u_2 + a_1 \sqrt{2g(h_1 - h_2)} - a_2 \sqrt{2gh_2}$$

Neraca Massa Unsteady State

Accumulation = input – output

$$A_2 \frac{dh_2}{dt} = a_4 \sqrt{2gh_4} + \gamma_2 k_2 u_2 + a_1 \sqrt{2g(h_1 - h_2)} - a_2 \sqrt{2gh_2}$$

Tangki 3



Neraca Massa Steady State

Accumulation = input – output

$$0 = \text{aliran 6} - \text{aliran 7}$$

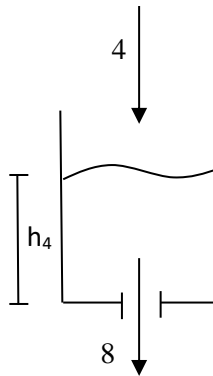
$$0 = (1 - \gamma_2)k_2u_2 - a_3\sqrt{2gh_3}$$

Neraca Massa Unsteady State

Accumulation = input – output

$$A_3 \frac{dh_3}{dt} = (1 - \gamma_2)k_2u_2 - a_3\sqrt{2gh_3}$$

Tangki 4



Neraca Massa Steady State

Accumulation = input – output

$$0 = \text{aliran 4} - \text{aliran 8}$$

$$0 = (1 - \gamma_1)k_1u_1 - a_4\sqrt{2gh_4}$$

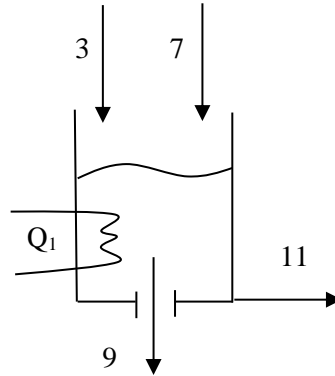
Neraca Massa Unsteady State

Accumulation = input – output

$$A_4 \frac{dh_4}{dt} = (1 - \gamma_1)k_1u_1 - a_4\sqrt{2gh_4}$$

A.6 Neraca Energi

Tangki 1



3. Neraca Energi *Steady State*

Accumulation = input – output

$$0 = \Delta H_3 + \Delta H_7 + Q_1 - \Delta H_9 - \Delta H_{11}$$

$$0 = W_3 \rho C (\bar{T}_3 - T_{ref}) + W_7 \rho C (\bar{T}_7 - T_{ref}) + \bar{Q}_1 - W_9 \rho C (\bar{T}_9 - T_{ref}) - W_{11} \rho C (\bar{T}_9 - T_{ref})$$

4. Neraca Energi *Unsteady State*

V dalam keadaan tidak konstan.

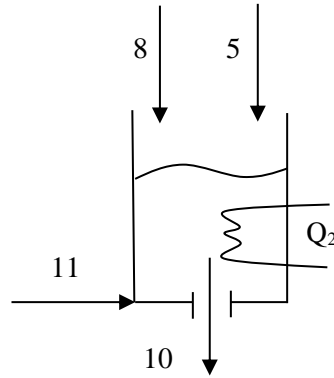
Accumulation = input – output

$$A_1 \rho C \frac{d h_1 \cdot T_9}{dt} = W_3 \rho C (T_3 - T_{ref}) + W_7 \rho C (T_7 - T_{ref}) + Q_1 - W_9 \rho C (T_9 - T_{ref}) - W_{11} \rho C (\bar{T}_9 - T_{ref})$$

$$h_1 \frac{dT_9}{dt} + T_9 \frac{dh_1}{dt} = \frac{W_3}{A_1} T_3 + \frac{W_7}{A_1} T_7 + \frac{Q_1}{A_1 \rho C} - \frac{W_9}{A_1} T_9 - \frac{W_{11}}{A_1} T_9$$

$$h_1 \frac{dT_9}{dt} = \frac{W_3}{A_1} T_3 + \frac{W_7}{A_1} T_7 + \frac{Q_1}{A_1 \rho C} - \frac{(W_9 + W_{11})}{A_1} T_9 - T_9 \frac{dh_1}{dt}$$

Tangki 2



3. Steady State energy balance

Accumulation = input – output

$$0 = \Delta H_5 + \Delta H_8 + Q_2 + \Delta H_{11} - \Delta H_{10}$$

$$0 = W_5 \rho C (\bar{T}_5 - T_{ref}) + W_8 \rho C (\bar{T}_8 - T_{ref}) + \bar{Q}_2 + W_{11} \rho C (\bar{T}_9 - T_{ref}) - W_{10} \rho C (\bar{T}_{10} - T_{ref})$$

4. Unsteady State energy balance

$V \neq \text{konstan}$

Accumulation = input – output

$$A_2 \rho C \frac{d h_2 \cdot T_{10}}{dt} = W_5 \rho C (T_5 - T_{ref}) + W_8 \rho C (T_8 - T_{ref}) + Q_2 + W_{11} \rho C (T_9 - T_{ref}) - W_{10} \rho C (T_{10} - T_{ref})$$

$$h_2 \frac{dT_{10}}{dt} + T_{10} \frac{dh_2}{dt} = \frac{W_5}{A_2} T_5 + \frac{W_8}{A_2} T_8 + \frac{Q_2}{A_2 \rho C} + \frac{W_{11}}{A_2} T_9 - \frac{W_{10}}{A_2} T_{10}$$

$$h_2 \frac{dT_{10}}{dt} = \frac{W_5}{A_2} T_5 + \frac{W_8}{A_2} T_8 + \frac{Q_2}{A_2 \rho C} + \frac{W_{11}}{A_2} T_9 - \frac{W_{10}}{A_2} T_{10} - T_{10} \frac{dh_2}{dt}$$

Dimana :

$$W_3 = \gamma_1 k_1 u_1$$

$$W_4 = (1 - \gamma_1) k_1 u_1$$

$$W_5 = \gamma_2 k_2 u_2$$

$$W_6 = (1 - \gamma_2) k_2 u_2$$

$$W_7 = a_3 \sqrt{2gh_3}$$

$$W_8 = a_4 \sqrt{2gh_4}$$

$$W_9 = a_1 \sqrt{2gh_1}$$

$$W_{10} = a_2 \sqrt{2gh_2}$$

$$W_{11} = a_1 \sqrt{2g(h_1 - h_2)}$$

APPENDIKS B

IDENTIFIKASI STEP RESPONSE

B.1 Sistem Empat Tangki Modifikasi I

1. Fase Minimum

Tabel B.1 Data penetapan transfer fungsi berdasarkan Step Test U1

Variabel Manipulasi	U1			
Variabel Kontrol	h1	h2	T10	T9
Waktu perubahan step	200	200	200	200
u (m3/s -- kJ)	0,00018	0,00018	0,00018	0,00018
u' (m3/s -- kJ)	0,00019	0,00019	0,00019	0,00019
Δu	0,00001	0,00001	0,00001	0,00001
y	0,30	0,23	40,00	40,00
y'	0,32	0,24	39,81	39,64
Δy	0,02	0,01	-0,19	-0,36
θ	0,98	7,98	2,98	1,98
y pada T	0,31	0,24	39,88	39,77
T	117,98	146,98	89,98	55,98
K	43,58	16,27	-355,3	-673,3

Tabel B.2 Data penetapan transfer fungsi berdasarkan Step Test U2

Variabel Manipulasi	U2			
Variabel Kontrol	h1	h2	T10	T9
Waktu perubahan step	200	200	200	200
u (m3/s -- kJ)	0,00013	0,00013	0,00013	0,00013
u' (m3/s -- kJ)	0,00013	0,00013	0,00013	0,00013
Δu	0,00001	0,00001	0,00001	0,00001
y	0,30	0,23	40,00	40,00
y'	0,31	0,24	39,69	39,89
Δy	0,01	0,01	-0,31	-0,11
θ	8,98	0,98	0,12	19,98
y pada T	0,30	0,24	39,80	39,93
T	147,98	102,98	49,98	85,98
K	18,56	38,16	-810,28	-287,52

Tabel B.3 Data penetapan transfer fungsi berdasarkan Step Test Q2

Variabel Manipulasi	Q2
Variabel Kontrol	T10
Waktu perubahan step	200
u (m ³ /s -- kJ)	6,0208
u' (m ³ /s -- kJ)	6,3218
Δu	0,3010
y	40,0000
y'	40,5000
Δy	0,5000
θ	1,9821
y pada T	40,32
T	51,98
K	1,6609

Tabel B.4 Data penetapan transfer fungsi berdasarkan Step Test Q1

Variabel Manipulasi	Q1
Variabel Kontrol	T9
Waktu perubahan step	200
u (m ³ /s -- kJ)	6,8828
u' (m ³ /s -- kJ)	7,2270
Δu	0,3441
y	40,0000
y'	40,5100
Δy	0,5100
θ	0,0153
y pada T	40,3223
T	55,98
K	1,4820

2. Fase Non Minimum

Tabel B.5 Data penetapan transfer fungsi berdasarkan Step Test U1

Variabel Manipulasi	U1			
Variabel Kontrol	H1	H2	T10	T9
Waktu perubahan step	200	200	200	200
u (m ³ /s -- kJ)	0,00010	0,00010	0,00010	0,00010
u' (m ³ /s -- kJ)	0,00011	0,00011	0,00011	0,00011
Δu	0,00001	0,00001	0,00001	0,00001

y	0,30	0,23	40,00	40,00
y'	0,31	0,24	39,79	39,88
Δy	0,01	0,01	-0,21	-0,12
θ	1,98	7,98	10,98	3,98
y pada T	0,30	0,24	39,87	39,92
T	112,98	153,98	94,98	55,98
K	24,47	32,62	-685,08	-391,48

Tabel B.6 Data penetapan transfer fungsi berdasarkan Step Test U2

Variabel Manipulasi	U2			
Variabel Kontrol	H1	H2	T10	T9
Waktu perubahan step	200	200	200	200
u (m3/s -- kJ)	0,00020	0,00020	0,00020	0,00020
u' (m3/s -- kJ)	0,00021	0,00021	0,00021	0,00021
Δu	0,00001	0,00001	0,00001	0,00001
y	0,30	0,23	40,00	40,00
y'	0,32	0,24	39,72	39,64
Δy	0,02	0,01	-0,28	-0,36
θ	8,98	0,98	0,98	14,98
y pada T	0,31	0,24	39,82	39,77
T	220,98	102,98	49,98	152,98
K	37,33	21,78	-458,46	-589,45

Tabel B.7 Data penetapan transfer fungsi berdasarkan Step Test Q2

Variabel Manipulasi	Q2
Variabel Kontrol	T10
Waktu perubahan step	200
u (m3/s -- kJ)	6,0234
u' (m3/s -- kJ)	6,3246
Δu	0,3012
y	40,0000
y'	40,5000
Δy	0,5000
θ	0,9821
y pada T	40,3160
T	50,98
K	1,6602

Tabel B.8 Data penetapan transfer fungsi berdasarkan Step Test Q1

Variabel Manipulasi	Q1
Variabel Kontrol	T9
Waktu perubahan step	200
u (m3/s -- kJ)	6,8807
u' (m3/s -- kJ)	7,2247
Δu	0,3440
y	40,0000
y'	40,5000
Δy	0,5000
θ	0,9821
y pada T	40,3160
T	56,98
K	1,4533

B.2 Sistem Empat Tangki Modifikasi II

3. Fase Minimum

Tabel B.9 Data penetapan transfer fungsi berdasarkan Step Test U1

Variabel Manipulasi	U1			
Variabel Kontrol	h1	h2	T10	T9
Waktu perubahan step	200	200	200	200
u (m3/s -- kJ)	0,00021	0,00021	0,00021	0,00021
u' (m3/s -- kJ)	0,00022	0,00022	0,00022	0,00022
Δu	0,00001	0,00001	0,00001	0,00001
y	0,30	0,23	40,02	39,97
y'	0,32	0,24	39,63	39,73
Δy	0,02	0,01	-0,39	-0,24
θ	0,98	7,98	1,98	14,98
y pada T	0,31	0,24	39,77	39,82
T	108,98	156,98	52,98	109,98
K	38,53	20,48	-634,0	-390,1

Tabel B.10 Data penetapan transfer fungsi berdasarkan Step Test U2

Variabel Manipulasi	U2			
Variabel Kontrol	h1	h2	T10	T9
Waktu perubahan step	200	200	200	200
u (m3/s -- kJ)	0,00010	0,00010	0,00010	0,00010
u' (m3/s -- kJ)	0,00011	0,00011	0,00011	0,00011
Δu	0,00001	0,00001	0,00001	0,00001
y	0,30	0,23	40,02	39,97
y'	0,31	0,24	39,94	39,73
Δy	0,01	0,01	-0,08	-0,24
θ	8,98	0,98	18,98	1,98
y pada T	0,30	0,24	39,97	39,82
T	141,98	95,98	87,98	53,98
K	21,85	34,76	-264,83	-794,48

Tabel B.11 Data penetapan transfer fungsi berdasarkan Step Test Q2

Variabel Manipulasi	Q1	
Variabel Kontrol	T9	T10
Waktu perubahan step	200	200
u (m3/s -- kJ)	7,3510	7,3510
u' (m3/s -- kJ)	7,7186	7,7186
Δu	0,3676	0,3676
y	40,0200	39,9700
y'	40,5300	40,0100
Δy	0,5100	0,0400
θ	0,9802	13,9802
y pada T	40,34	40,00
T	52,98	57,98
K	1,3876	0,1088

Tabel B.12 Data penetapan transfer fungsi berdasarkan Step Test Q1

Variabel Manipulasi	Q2
Variabel Kontrol	T10
Waktu perubahan step	200
u (m3/s -- kJ)	5,5543
u' (m3/s -- kJ)	5,8320
Δu	0,2777
y	39,9800

y'	40,4400
Δy	0,4600
θ	1,9802
y pada T	40,2707
T	50,98
K	1,6564

4. Fase Non-Minimum

Tabel B.13 Data penetapan transfer fungsi berdasarkan Step Test U1

Variabel Manipulasi	U1			
Variabel Kontrol	H1	H2	T10	T9
Waktu perubahan step	200	200	200	200
u (m3/s -- kJ)	0,00005	0,00005	0,00005	0,00005
u' (m3/s -- kJ)	0,00005	0,00005	0,00005	0,00005
Δu	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
y	0,30	0,23	40,02	39,97
y'	0,30	0,23	39,97	39,87
Δy	0,00	0,00	-0,05	-0,10
θ	1,98	8,98	5,98	14,98
y pada T	0,30	0,23	39,99	39,91
T	121,98	115,98	57,98	78,98
K	26,11	30,92	-343,56	-687,11

Tabel B.14 Data penetapan transfer fungsi berdasarkan Step Test U2

Variabel Manipulasi	U2			
Variabel Kontrol	H1	H2	T10	T9
Waktu perubahan step	200	200	200	200
u (m3/s -- kJ)	0,00026	0,00026	0,00026	0,00026
u' (m3/s -- kJ)	0,00027	0,00027	0,00027	0,00027
Δu	0,00001	0,00001	0,00001	0,00001
y	0,30	0,23	40,02	39,97
y'	0,33	0,25	39,60	39,60
Δy	0,03	0,02	-0,42	-0,37
θ	6,98	0,98	13,98	1,98
y pada T	0,32	0,24	39,75	39,74
T	217,98	134,98	170,98	56,98
K	33,82	23,97	-544,23	-479,44

Tabel B.15 Data penetapan transfer fungsi berdasarkan Step Test Q1

Variabel Manipulasi	Q1	
Variabel Kontrol	T9	T10
Waktu perubahan step	200	200
u (m3/s -- kJ)	7,3482	7,3482
u' (m3/s -- kJ)	7,7156	7,7156
Δu	0,3674	0,3674
y	40,0200	39,9700
y'	40,5200	40,0100
Δy	0,5000	0,0400
θ	0,9819	8,9819
y pada T	40,3360	39,9953
T	50,98	54,98
K	1,3609	0,1089

Tabel B.16 Data penetapan transfer fungsi berdasarkan Step Test Q2

Variabel Manipulasi	Q1
Variabel Kontrol	T9
Waktu perubahan step	200
u (m3/s -- kJ)	5,5531
u' (m3/s -- kJ)	5,8307
Δu	0,2777
y	39,9700
y'	40,0200
Δy	0,0500
θ	0,9819
y pada T	40,0016
T	2,98
K	0,1801

APPENDIKS C

PERHITUNGAN PARAMETER PI & PID SERTA PAIRING CONTROLLER

C.1 Sistem Empat Tangki Modifikasi I

1. Fasa Minimum

1. Penentuan pairing controller

Berikut merupakan gain matriks K:

$$K = \begin{bmatrix} 43,58 & 18,56 & 0,00 & 0,00 \\ 16,27 & 38,16 & 0,00 & 0,00 \\ -355,35 & -810,28 & 1,66 & 0,00 \\ -673,29 & -287,52 & 0,00 & 1,48 \end{bmatrix}$$

Dengan menggunakan program Matlab, didapat maktriiks relative gain :

$$\lambda = \begin{bmatrix} 1,22 & -0,22 & 0,00 & 0,00 \\ -0,22 & 1,22 & 0,00 & 0,00 \\ 0,00 & 0,00 & 1,00 & 0,00 \\ 0,00 & 0,00 & 0,00 & 1,00 \end{bmatrix}$$

2. Penetapan parameter controller PI dan PID

$$G_{p11} = \frac{h1}{U1} = \frac{43,577 e^{-0,98 s}}{117,982 s + 1}$$

$$G_{p22} = \frac{h2}{U2} = \frac{38,162 e^{-0,98 s}}{102,982 s + 1}$$

$$G_{p33} = \frac{T10}{Q2} = \frac{1,661 e^{-1,98 s}}{51,982 s + 1}$$

$$G_{p44} = \frac{T9}{Q1} = \frac{1,482 e^{-0,02 s}}{55,982 s + 1}$$

Tabel C.1 Tuning parameter dengan Ziegler Nichols

Pairing Controller	Parameter			PI dan PID		
	ω_c	K_{cu}	P_u	K_c	T_I	T_D
h1 - U1	1,60	4,34	3,92	1,95	3,26	
h2 - U2	1,60	4,33	3,92	1,95	3,26	
T10-Q2	0,80	25,16	7,81	15,10	3,91	0,98
T9-Q1	1,61	60,78	3,90	36,47	1,95	0,49

Tabel C.2 Detuning parameter dengan Mc Avoy (PI-PID)

Pairing Controller	PI dan PID		
	K_c	T_I	T_D
h1 - U1	1,37	3,26	
h2 - U2	1,37	3,26	
T10-Q2	10,6	3,91	0,98
T9-Q1	25,6	1,95	0,49

Tabel C.3 Detuning parameter dengan BLT (PI)

Pairing Controller	K_{ZNI}	T_{ZNI}	K_C	T_I
h1 - U1	1,97	3,27	0,63	10,20
h2 - U2	1,97	3,27	0,63	10,19
T10-Q2	11,4	6,52	3,66	20,34
T9-Q1	27,6	3,2557	8,85	10,16

2. Fasa Non-Minimum

1. Penentuan pairing controller

Berikut merupakan gain matriks K:

$$K = \begin{bmatrix} 24,47 & 37,33 & 0,00 & 0,00 \\ 32,62 & 21,78 & 0,00 & 0,00 \\ -685,08 & -458,46 & 1,66 & 0,00 \\ -391,48 & -589,45 & 0,00 & 1,45 \end{bmatrix}$$

Dengan menggunakan program Matlab, didapat maktriks relative gain:

$$\lambda = \begin{bmatrix} -0,78 & 1,78 & 0,00 & 0,00 \\ 1,78 & -0,78 & 0,00 & 0,00 \\ 0,00 & 0,00 & 1,00 & 0,00 \\ 0,00 & 0,00 & 0,00 & 1,00 \end{bmatrix}$$

2. Penentuan parameter controller PI dan PID

$$G_{p11} = \frac{h1}{U1} = \frac{24,467 e^{-1,98 s}}{112,982 s + 1}$$

$$G_{p22} = \frac{h2}{U2} = \frac{21,777 e^{-0,98 s}}{102,982 s + 1}$$

$$G_{p33} = \frac{T10}{Q2} = \frac{1,660 e^{-0,98 s}}{50,982 s + 1}$$

$$G_{p44} = \frac{T9}{Q1} = \frac{1,453 e^{-0,98 s}}{56,982 s + 1}$$

Tabel C.4 Tuning parameter dengan Ziegler Nichols

Pairing Controller	Parameter			PI dan PID		
	ω_c	K_{cu}	P_u	K_c	T_I	T_D
h1 - U1	0,20	0,95	31,30	0,43	26,08	
h2 - U2	0,18	1,05	35,37	0,47	29,48	
T10-Q2	1,61	49,45	3,90	29,67	1,95	0,49
T9-Q1	1,61	63,09	3,90	37,85	1,95	0,49

Tabel C.5 Detuning parameter dengan Mc Avoy (PI-PID)

Pairing Controller	PI dan PID		
	K_c	T_I	T_D
h1 - U1	-0,83	26,08	
h2 - U2	-0,92	29,48	
T10-Q2	-58,0	1,95	0,49
T9-Q1	-74,0	1,95	0,49

Tabel C.6 Detuning parameter dengan BLT (PI)

Pairing Controller	K_{ZNI}	T_{ZNI}	K_C	T_I
h1 - U1	0,43	26,11	0,21	54,41
h2 - U2	0,48	29,50	0,23	61,49
T10-Q2	22,5	3,25	10,79	6,78
T9-Q1	28,7	3,25	13,76	6,78

C.2 Sistem Empat Tangki Modifikasi II

3. Fase Minimum

1. Penentuan pairing controller

Berikut merupakan gain matriks K:

$$K = \begin{bmatrix} 38,53 & 21,85 & 0,00 & 0,00 \\ 20,48 & 34,76 & 0,00 & 0,00 \\ -633,96 & -264,83 & 1,39 & 0,00 \\ -390,13 & -794,48 & 0,11 & 1,66 \end{bmatrix}$$

Dengan menggunakan program Matlab, didapat matriks relative gain :

$$\lambda = \begin{bmatrix} 1,50 & -0,50 & 0,00 & 0,00 \\ -0,50 & 1,50 & 0,00 & 0,00 \\ 0,00 & 0,00 & 1,00 & 0,00 \\ 0,00 & 0,00 & 0,00 & 1,00 \end{bmatrix}$$

2. Penetapan parameter controller PI dan PID

$$Gp\ 11 = \frac{h1}{U1} = \frac{38,525 \ e^{-0,98 \ s}}{108,982 \ s + 1}$$

$$Gp\ 22 = \frac{h2}{U2} = \frac{34,758 \ e^{-0,98 \ s}}{95,982 \ s + 1}$$

$$Gp\ 33 = \frac{T10}{Q2} = \frac{1,388 \ e^{-0,98 \ s}}{52,982 \ s + 1}$$

$$Gp\ 44 = \frac{T9}{Q1} = \frac{1,656 \ e^{-1,98 \ s}}{50,982 \ s + 1}$$

Tabel C.7 Tuning parameter dengan Ziegler Nichols

Pairing Controller	Parameter			PI dan PID		
	ω_C	K_{cu}	P_u	K_c	T_I	T_D
h1 - U1	1,60	4,54	3,92	2,04	3,26	
h2 - U2	1,60	4,43	3,92	1,99	3,26	
T10-Q2	1,61	61,50	3,90	36,95	1,95	0,49
T9-Q1	1,61	49,56	7,80	14,87	3,90	0,98

Tabel C.8 Detuning parameter dengan Mc Avoy (PI-PID)

Pairing Controller	PI dan PID		
	K _c	T _I	T _D
h1 - U1	1,29	3,26	
h2 - U2	1,26	3,26	
T10-Q2	23,4	1,95	0,49
T9-Q1	9,4	3,90	0,98

Tabel C.9 Detuning parameter dengan BLT (PI)

Pairing Controller	K _{ZNI}	T _{ZNI}	K _C	T _I
h1 - U1	2,06	3,27	0,48	13,93
h2 - U2	2,01	3,27	0,47	13,92
T10-Q2	28,0	3,25	6,56	13,85
T9-Q1	11,3	6,5089	2,64	27,77

4. Fase Non-Minimum

1. Penentuan pairing controller

Berikut merupakan gain matriks K:

$$K = \begin{bmatrix} 26,11 & 33,82 & 0,00 & 0,00 \\ 30,92 & 23,97 & 0,00 & 0,00 \\ -343,56 & -544,23 & 1,36 & 0,00 \\ -687,11 & -479,44 & 0,11 & 0,18 \end{bmatrix}$$

Dengan menggunakan program Matlab, didapat maktriiks relative gain:

$$\lambda = \begin{bmatrix} -1,49 & 2,49 & 0,00 & 0,00 \\ 2,49 & -1,49 & 0,00 & 0,00 \\ 0,00 & 0,00 & 1,00 & 0,00 \\ 0,00 & 0,00 & 0,00 & 1,00 \end{bmatrix}$$

2. Penetapan parameter controller PI dan PID

$$G_{p11} = \frac{h1}{U1} = \frac{33,820 \text{ e}^{-6,98 \text{ s}}}{217,982 \text{ s} + 1}$$

$$G_{p22} = \frac{h2}{U2} = \frac{30,920 \text{ e}^{-8,98 \text{ s}}}{115,982 \text{ s} + 1}$$

$$Gp\ 33 = \frac{T10}{Q2} = \frac{1,361 \ e^{-0,98 \ s}}{50,982 \ s + 1}$$

$$Gp\ 44 = \frac{T9}{Q1} = \frac{0,180 \ e^{-0,98 \ s}}{2,982 \ s + 1}$$

Tabel C.10 Tuning parameter dengan Ziegler Nichols

Pairing Controller	Parameter			PI dan PID		
	ω_c	K_{cu}	P_u	K_c	T_I	T_D
h1 - U1	0,23	1,48	27,59	0,67	22,99	
h2 - U2	0,18	0,68	34,88	0,30	29,07	
T10-Q2	1,61	60,35	3,90	36,21	1,95	0,49
T9-Q1	1,79	30,11	3,51	18,07	1,76	0,44

Tabel C.11 Detuning parameter dengan Mc Avoy (PI-PID)

Pairing Controller	PI dan PID		
	K_c	T_I	T_D
h1 - U1	2,26	22,99	
h2 - U2	1,04	29,07	
T10-Q2	124	1,95	0,49
T9-Q1	61,8	1,76	0,44

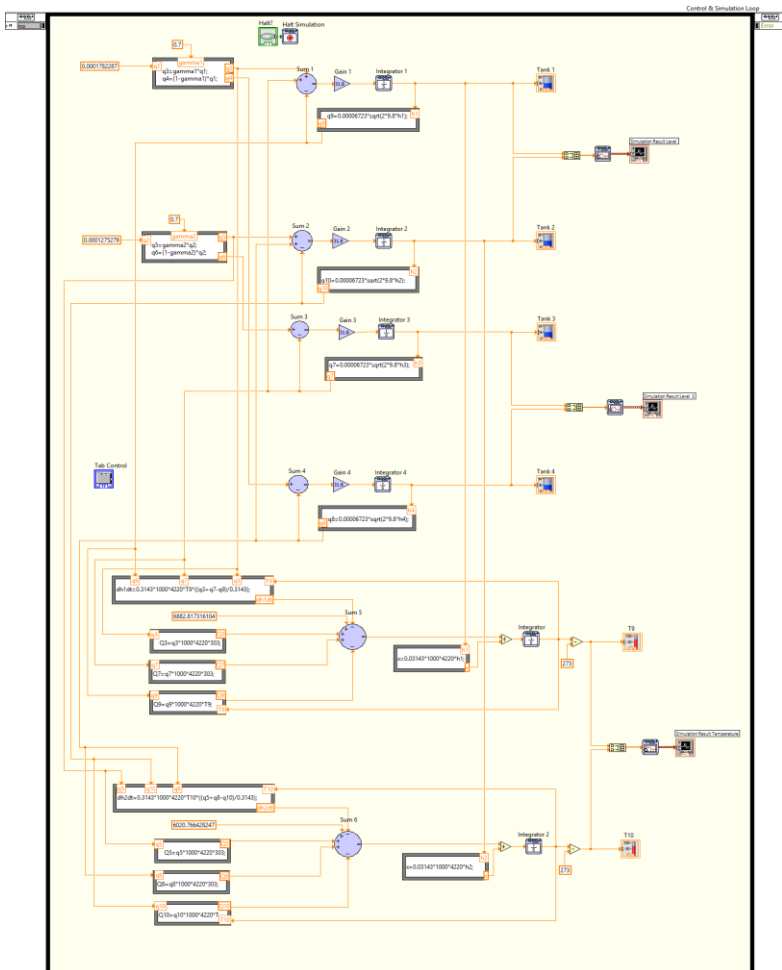
Tabel C.12 Detuning parameter dengan BLT (PI)

Pairing Controller	K_{ZNI}	T_{ZNI}	K_C	T_I
h1 - U1	0,67	22,77	0,44	34,77
h2 - U2	0,31	29,10	0,20	43,95
T10-Q2	27,4	3,25	18,15	4,91
T9-Q1	13,7	2,93	9,06	4,43

APPENDIKS D

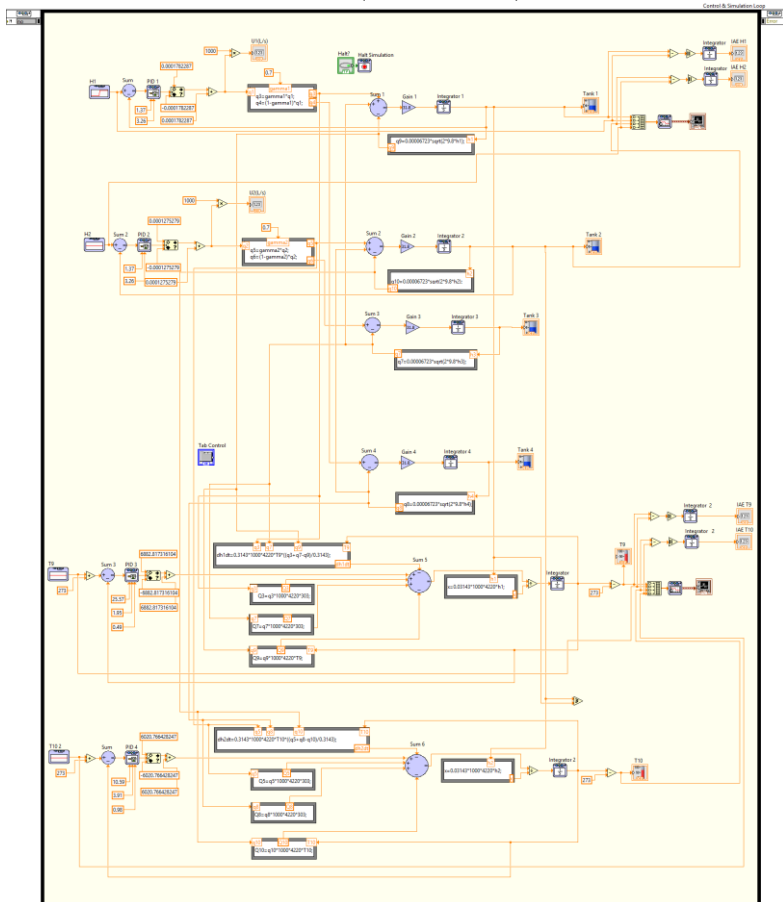
PROGRAM SIMULASI

D.1 Skema Blok Diagram *Open Loop*

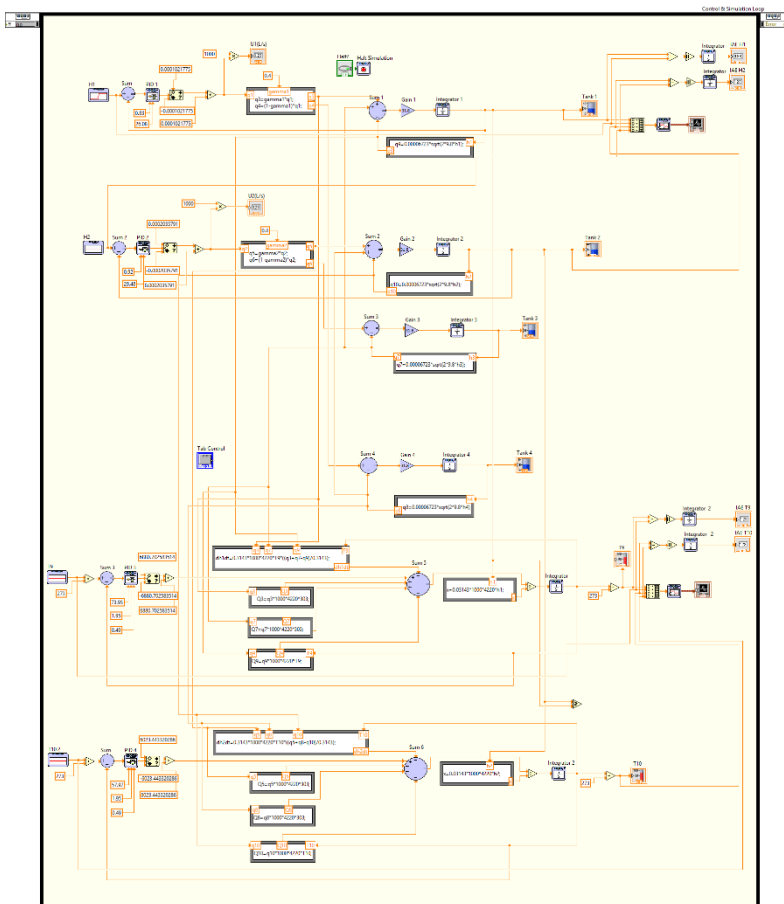


D.2 Skema Blok Diagram MIMO 4x4 PI – PID

a. Fase Minimum (modifikasi I)

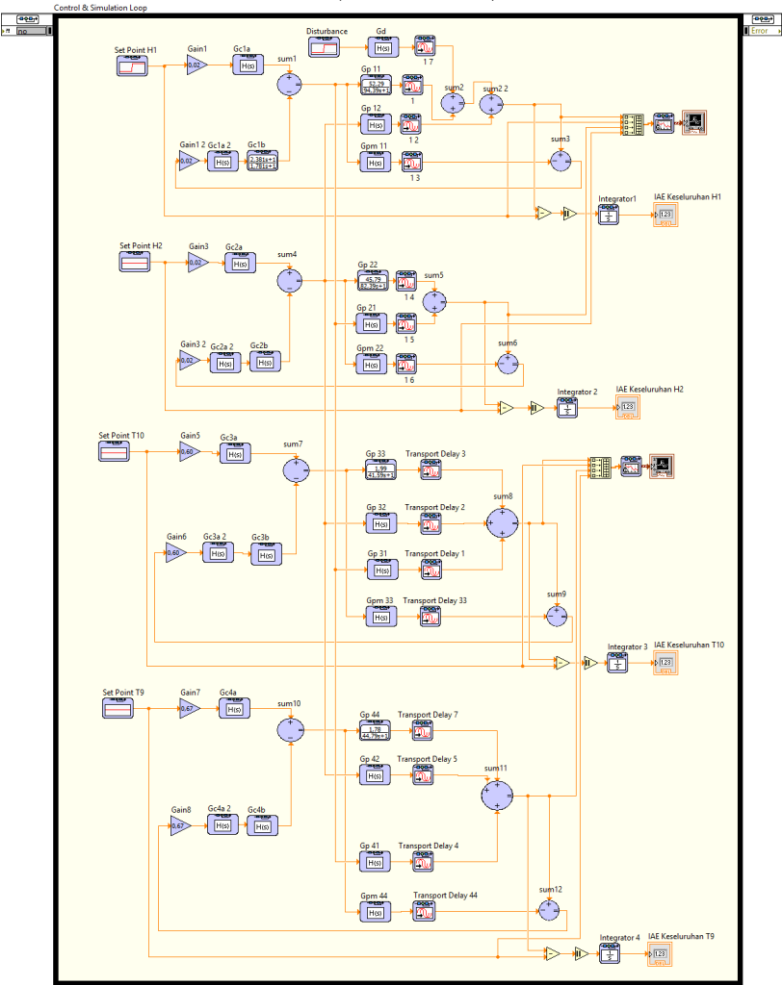


b. Fase Non Minimum (modifikasi I)

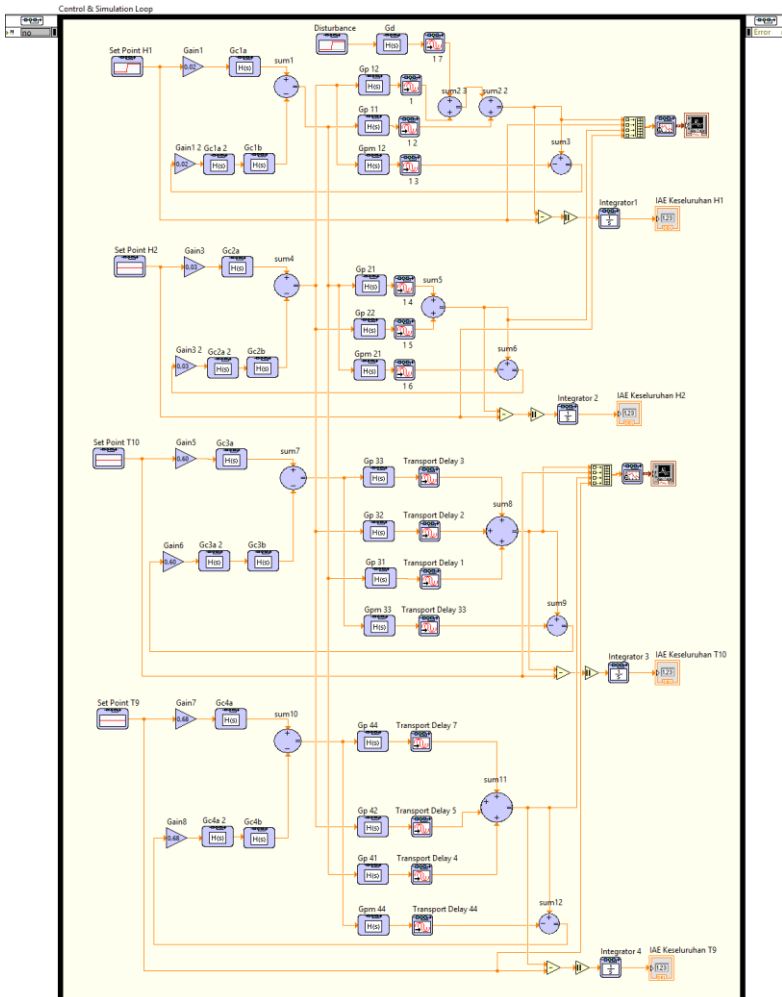


D.3 Skema Blok Diagram MIMO 4x4 2DoF-IMC

a. Fase Minimum (modifikasi I)



b. Fase Non Minimum



D.4 Listing Program Matlab

a. Listing Program Mp-Gm Tuning

```
clear all
clc
%this program designed for 4x4 MIMO
Quadruple Tank Modifikasi 2
%lower and upper bound of on-diagonal
plant model parameters (Gp) +-20%
%for Gp11
kp11=[30.82 46.23];
taup11=[87.19 130.78];
tetap11=[0.79 1.18];
%for Gp22
kp22=[27.81 41.71];
taup22=[76.79 115.18];
tetap22=[0.79 1.18];
%for Gp33
kp33=[1.11 1.67];
taup33=[42.386 63.58];
tetap33=[0.78 1.18];
%for Gp44
kp44=[1.33 1.99];
taup44=[40.786 61.18];
tetap44=[1.58 2.38];
%input nominal model parameters (Gpm)
%for Gpm11
km11=38.525;
taum11=108.982;
tetam11=0.982;
%for Gpm22
km22=34.758;
taum22=95.98;
tetam22=0.982;
%for Gpm33
km33=1.388;
taum33=52.982;
tetam33=0.98;
%for Gpm44
```

```

km44=1.656;
taum44=50.982;
tetam44=1.980;


```

```

disp('.:          The Proposed MIMO 2DOF-
IMC Controller          :.')
disp('      ')
for f1=1:2
    k11=kp11(f1);
    for f2=1:2
        tau11=taup11(f2);
        for f3=1:2
            teta11=tetap11(f3);
            lamda11=tetam11;
            pm11=(km11*exp(-
tetam11*s))./(taum11*s+1);
            pw11=(k11*exp(-
teta11*s))./(tau11*s+1);
            iter=iter+1;

Cimc11=(taum11*s+1)./(km11*(lamda11*s+1));
            T=abs((pw11.*Cimc11)./(1+
(Cimc11.*(pw11-pm11))));
            CSm=max(T);
            disp(sprintf('Case(%2.0f)
k11=%4.1f,tau11=%4.1f,teta11=%4.1f, max|T
(jw)|=%4.4f',iter,k11,tau11,teta11,CSm));
            figure(1)
            loglog(w,T);
            ylabel ('|T (j\omega)|')
            xlabel ('\omega (frequency)')
            hold on
            drawnow;
            para(iter,:)= [k11 tau11 teta11
CSm];
        end
    end
end
m=max(para(:,4));
iter=0;
for i=1:size(para)
    iter=iter+1;
    if para(i,4)==m
        param=para(i,:);

```

```

        break
    end
end
%IMC
disp (sprintf('The worst case of loop 1 is
case (%2.0f)',iter));
disp(' ')
kpp11 =param(1);
taupp11 =param(2);
tetapp11=param(3);
iter=0;
for f1=1:2
    k22=kp22(f1);
    for f2=1:2
        tau22=taup22(f2);
        for f3=1:2
            teta22=tetap22(f3);
            lamda22=tetam22;
            pm22=(km22*exp(-
tetam22*s))./(taum22*s+1);
            pw22=(k22*exp(-
teta22*s))./(tau22*s+1);
            iter=iter+1;

Cimc22=(taum22*s+1)./(km22*(lamda22*s+1));
            T=abs((pw22.*Cimc22)./(1+
(Cimc22.*(pw22-pm22))));
            CSm=max(T);
            disp(sprintf('Case(%2.0f)
k22=%4.1f,tau22=%4.1f,teta22=%4.1f, max|T
(jw)|=%4.4f',iter,k22,tau22,teta22,CSm));
            figure(2)
            loglog(w,T);
            ylabel ('|T (j\omega)|')
            xlabel ('\omega (frequency)')
            hold on
            drawnow;
            para(iter,:)= [k22 tau22 teta22
CSm];
        end
    end
end

```

```

        end
    end
    m=max(para(:,4));
    iter=0;
    for i=1:size(para)
        iter=iter+1;
        if para(i,4)==m
            param=para(i,:);
            break
        end
    end
    end
    %IMC
    disp (sprintf('The worst case of loop 2 is
case (%2.0f)',iter));
    disp(' ')
    kpp22 =param(1);
    taupp22 =param(2);
    tetapp22=param(3);
    iter=0;
    for f1=1:2
        k33=kp33(f1);
        for f2=1:2
            tau33=taup33(f2);
            for f3=1:2
                teta33=tetap33(f3);
                lamda33=tetam33;
                pm33=(km33*exp(-
tetam33*s))./(taum33*s+1);
                pw33=(k33*exp(-
teta33*s))./(tau33*s+1);
                iter=iter+1;

Cimc33=(taum33*s+1)./(km33*(lamda33*s+1));
                T=abs((pw33.*Cimc33)./(1+
(Cimc33.*(pw33-pm33))));
                CSm=max(T);
                disp(sprintf('Case(%2.0f)
k33=%4.1f,tau33=%4.1f,teta33=%4.1f, max|T
(jw)|=%4.4f',iter,k33,tau33,teta33,CSm));
                figure(3)

```

```

loglog(w,T);
ylabel ('|T (j\omega)|')
xlabel ('\omega (frequency)')
hold on
drawnow;
para(iter,:)= [k33 tau33 teta33
CSm];
    end
end
end
m=max(para(:,4));
iter=0;
for i=1:size(para)
    iter=iter+1;
    if para(i,4)==m
        param=para(i,:);
        break
    end
end
end
%IMC
disp (sprintf('The worst case of loop 3 is
case (%2.0f)',iter));
disp(' ')
kpp33 =param(1);
taupp33 =param(2);
tetapp33=param(3);
iter=0;
for f1=1:2
    k44=kp44(f1);
    for f2=1:2
        tau44=taup44(f2);
        for f3=1:2
            teta44=tetap44(f3);
            lamda44=tetam44;
            pm44=(km44*exp(-
tetam44*s))./(taum44*s+1);
            pw44=(k44*exp(-
teta44*s))./(tau44*s+1);
            iter=iter+1;

```

```

Cimc44=(taum44*s+1)./(km44*(lamda44*s+1));
T=abs((pw44.*Cimc44)./(1+
(Cimc44.*(pw44-pm44))));
CSm=max(T);
disp(sprintf('Case(%2.0f)
k44=%4.1f,tau44=%4.1f,teta44=%4.1f, max|T
(jw)|=%4.4f',iter,k44,tau44,teta44,CSm));
figure(4)
loglog(w,T);
ylabel ('|T (j\omega)|')
xlabel ('\omega (frequency)')
hold on
drawnow;
para(iter,:)= [k44 tau44 teta44
CSm];
    end
end
end
m=max(para(:,4));
iter=0;
for i=1:size(para)
    iter=iter+1;
    if para(i,4)==m
        param=para(i,:);
        break
    end
end
%IMC
disp (sprintf('The worst case of loop 4 is
case (%2.0f)',iter));
disp(' ')
kpp44 =param(1);
taupp44 =param(2);
tetapp44=param(3);
%Mp Tuning for loop 1
fac1=taum11/200;
dbMp=3;
while dbMp >=0.425;
    fac1= fac1+0.001;

```

```

lamda11=fac1;
w2=logspace(-3,3,201);
s=1i*w2;
pm11=(km11*exp(-
tetam11*s))./(taum11*s+1);
pw11=(kpp11*exp(-
tetapp11*s))./(taupp11*s+1);
pw22=(kpp22*exp(-
tetapp22*s))./(taupp22*s+1);
pw33=(kpp33*exp(-
tetapp33*s))./(taupp33*s+1);
pw44=(kpp44*exp(-
tetapp44*s))./(taupp44*s+1);
pw12=(kp12*exp(-
tetal2*s))./(tau12*s+1);
pw21=(kp21*exp(-
teta21*s))./(tau21*s+1);
pw31=(kp31*exp(-
teta31*s))./(tau31*s+1);
pw32=(kp32*exp(-
teta32*s))./(tau32*s+1);
pw41=(kp41*exp(-
teta41*s))./(tau41*s+1);
pw42=(kp42*exp(-
teta42*s))./(tau42*s+1);
pw43=(kp43*exp(-
teta43*s))./(tau43*s+1);
C1=(taum11*s+1)./(km11*(lamda11*s+1));
C2=(taum22*s+1)./(km22*(1.6589*s+1));
C3=(taum33*s+1)./(km33*(1.6599*s+1));
C4=(taum44*s+1)./(km44*(1.6339*s+1));
CS=abs(pw11.*C1+C1.*C2.*(pw11.*pw22)-
(pw12.*pw21))./((1+C1.*pw11).*(1+C2.*pw22)
)-C1.*C2.*pw12.*pw21);
dbCS=20*log10(abs(CS));
dbMp=max(dbCS);
end
Mp=10^(dbMp/20);
figure(5)
loglog(w2,CS,'linewidth',1.4);

```



```

ylabel ('|T (j\omega)|')
xlabel ('\omega (frequency)')
text(.1,.06,['max Mp = ',num2str(Mp)])
text(.1,.1,['\lambda 11 = ',num2str(lamda11)])
%Mp Tuning for loop 2
fac2=taum22/200;
dbMp=3;
while dbMp >=0.425;
    fac2= fac2+0.001;
    lamda22=fac2;
    w2=logspace(-3,3,201);
    s=1i*w2;
    pm22=(km22*exp(-
tetam22*s))./(taum22*s+1);
    pw11=(kpp11*exp(-
tetapp11*s))./(taupp11*s+1);
    pw22=(kpp22*exp(-
tetapp22*s))./(taupp22*s+1);
    pw33=(kpp33*exp(-
tetapp33*s))./(taupp33*s+1);
    pw44=(kpp44*exp(-
tetapp44*s))./(taupp44*s+1);
    pw12=(kp12*exp(-
teta12*s))./(tau12*s+1);
    pw21=(kp21*exp(-
teta21*s))./(tau21*s+1);
    pw31=(kp31*exp(-
teta31*s))./(tau31*s+1);
    pw32=(kp32*exp(-
teta32*s))./(tau32*s+1);
    pw41=(kp41*exp(-
teta41*s))./(tau41*s+1);
    pw42=(kp42*exp(-
teta42*s))./(tau42*s+1);
    pw43=(kp43*exp(-
teta43*s))./(tau43*s+1);
    C1=(taum11*s+1)./(km11*(1.6589*s+1));
    C2=(taum22*s+1)./(km22*(lamda22*s+1));
    C3=(taum33*s+1)./(km33*(1.6599*s+1));

```

```

C4=(taum44*s+1)./(km44*(1.6339*s+1));
CS=abs(pw22.*C2+C1.*C2.*((pw11.*pw22)-(pw12.*pw21)))./((1+C1.*pw11).*(1+C2.*pw22)-C1.*C2.*pw12.*pw21);
dbCS=20*log10(abs(CS));
dbMp=max(dbCS);
end
Mp=10^(dbMp/20);
figure(6)
loglog(w2,CS,'linewidth',1.4);
ylabel('|T(j\omega)|')
xlabel('\omega (frequency)')
text(.1,.06,['max Mp = ',num2str(Mp)])
text(.1,.1,['\lambda 22 = ',num2str(lamda22)])
%Mp Tuning for loop 3
fac3=taum33/200;
dbMp=3;
while dbMp >=0.425;
    fac3= fac3+0.001;
    lamda33=fac3;
    w2=logspace(-3,3,201);
    s=1i*w2;
    pm33=(km33*exp(-tetam33*s))./(taum33*s+1);
    pw11=(kpp11*exp(-tetapp11*s))./(taupp11*s+1);
    pw22=(kpp22*exp(-tetapp22*s))./(taupp22*s+1);
    pw33=(kpp33*exp(-tetapp33*s))./(taupp33*s+1);
    pw44=(kpp44*exp(-tetapp44*s))./(taupp44*s+1);
    pw12=(kp12*exp(-teta12*s))./(tau12*s+1);
    pw21=(kp21*exp(-teta21*s))./(tau21*s+1);
    pw31=(kp31*exp(-teta31*s))./(tau31*s+1);

```

```

        pw32=(kp32*exp(-
teta32*s))./(tau32*s+1);
        pw41=(kp41*exp(-
teta41*s))./(tau41*s+1);
        pw42=(kp42*exp(-
teta42*s))./(tau42*s+1);
        pw43=(kp43*exp(-
teta43*s))./(tau43*s+1);
        C1=(taum11*s+1)./(km11*(1.6589*s+1));
        C2=(taum22*s+1)./(km22*(1.6589*s+1));
        C3=(taum33*s+1)./(km33*(lamda33*s+1));
        C4=(taum44*s+1)./(km44*(1.6339*s+1));
        CS=abs((pw33.*C3)./(1+C3.*pw33));
        dbCS=20*log10(abs(CS));
        dbMp=max(dbCS);
end
Mp=10^(dbMp/20);
figure(7)
loglog(w2,CS,'linewidth',1.4);
ylabel ('|T (j\omega)|')
xlabel ('\omega (frequency)')
text(.1,.06,['max Mp = ',num2str(Mp)])
text(.1,.1,['\lambda 33 = ',num2str(lamda33)])
%Mp Tuning for loop 4
fac4=taum44/200;
dbMp=3;
while dbMp >=0.425;
    fac4= fac4+0.001;
    lamda44=fac4;
    w2=logspace(-3,3,201);
    s=1i*w2;
    pm44=(km44*exp(-
tetam44*s))./(taum44*s+1);
    pw11=(kpp11*exp(-
tetapp11*s))./(taupp11*s+1);
    pw22=(kpp22*exp(-
tetapp22*s))./(taupp22*s+1);
    pw33=(kpp33*exp(-
tetapp33*s))./(taupp33*s+1);

```

```

        pw44=(kpp44*exp(-
tetapp44*s))./(taupp44*s+1);
        pw12=(kp12*exp(-
teta12*s))./(tau12*s+1);
        pw21=(kp21*exp(-
teta21*s))./(tau21*s+1);
        pw31=(kp31*exp(-
teta31*s))./(tau31*s+1);
        pw32=(kp32*exp(-
teta32*s))./(tau32*s+1);
        pw41=(kp41*exp(-
teta41*s))./(tau41*s+1);
        pw42=(kp42*exp(-
teta42*s))./(tau42*s+1);
        pw43=(kp43*exp(-
teta43*s))./(tau43*s+1);
        C1=(taum11*s+1)./(km11*(1.6589*s+1));
        C2=(taum22*s+1)./(km22*(1.6589*s+1));
        C3=(taum33*s+1)./(km33*(1.6599*s+1));
        C4=(taum44*s+1)./(km44*(lamda44*s+1));
        CS=abs((pw44.*C4)./(1+C4.*pw44));
        dbCS=20*log10(abs(CS));
        dbMp=max(dbCS);
end
Mp=10^(dbMp/20);
figure(8)
loglog(w2,CS,'linewidth',1.4);
ylabel('|T(j\omega)|')
xlabel('\omega (frequency)')
text(.1,.06,['max Mp = ',num2str(Mp)])
text(.1,.1,['\lambda 44 = ',num2str(lamda44)])

%GM Tuning for 2DoF
%controller loop 1
faklamd11=0.9;
%=====input lambda2/lambda1
lamda11=faklamd11*lamda11;
alpa1=lamda11;

```

```

GM=10;
while GM>=3.4
%=====input GM criteria
    alpa1=alpa1+0.01;
    w3=logspace(-3,3,1000);

    s=1i*w3;
    pm11=(km11*exp(-
tetam11*s))./(taum11*s+1);
    pw11=(kpp11*exp(-
tetapp11*s))./(taupp11*s+1);
    pw12=(kp12*exp(-
teta12*s))./(tau12*s+1);

    C13=(taum11*s+1)./(km11*(lamda11*s+1));
    C23=C13.*(alpa1*s+1)./(lamda11*s+1);

    S3=abs((1-pm11.*C23)./(1+C23.*(pw11-
pm11)));
    CS3=abs((pw11.*C13)./(1+C23.*(pw11-
pm11)));

    OL=C23.*(pw11-pm11);

    %C13=(taum*s+1)./(km*(lamda1*s+1));
    %C23=C13.*(alpa*s+1)./(lamda2*s+1);

    %S3=abs((1-pm.*C23)./(1+C23.*(pwp-
pm))));
    %CS3=abs((pwp.*C13)./(1+C23.*(pwp-
pm))));

    %OL=C23.*(pwp-pm);

    reg=real(OL);
    img=imag(OL);
    %cari GM pada axis real negatif

```

```

    sudut=angle(OL);
    err=0.1;
    a=find(sudut<pi+err & sudut>pi-err);
    b=OL(a) ;

    re=real(b);
    im=imag(b);
    %g=1+min(re);
    g=abs(min(re));
    GM=1/g;
end

gx=min(re);

figure (5)
plot(reg,img,'k','linewidth',1.4)
line([0 0],[-1.5
1.5],'color','k','linewidth',1.4)
line([-1.5 1.5],[0
0],'color','k','linewidth',1.4)
line([gx 0],[0.1
0.1],'color','k','linewidth',1.4)

axis([-1.5 1.5 -1.5 1.5])
text(1.2,0.05,'Real')
text(-0.2,.8,'Imaginary')
text(min(re)-0.1,0.17,'1/GM')
text(-1.4,-0.8,['\lambda_{11-2} = '
',num2str(lamda11)])
text(-1.4,-1.0,['\alpha_{11} = '
',num2str(alpa1)])
text(-1.4,-1.2,['GM = ',num2str(GM)])

%controller loop 2
faklamd22=0.9;
%=====input lambda2/lambda1
lamda22=faklamd22*lamda22;
alpa2=lamda22;
GM=10;

```

```

while GM>=3.4
%=====input GM criteria
    alpa2=alpa2+0.01;
    w3=logspace(-3,3,1000);

    s=1i*w3;
    pm22=(km22*exp(-(
tetam22*s))./(taum22*s+1));
    pw22=(kpp22*exp(-(
tetapp22*s))./(taupp22*s+1));
    pw21=(kp21*exp(-(
teta21*s))./(tau21*s+1));

    C13=(taum22*s+1)./(km22*(lamda22*s+1));
    C23=C13.*(alpa2*s+1)./(lamda22*s+1);

    S3=abs((1-pm22.*C23)./(1+C23.*(pw22-
pm22))));
    CS3=abs((pw22.*C13)./(1+C23.*(pw22-
pm22))));

    OL=C23.*(pw22-pm22);

    %C13=(taum*s+1)./(km*(lamda1*s+1));
    %C23=C13.*(alpa*s+1)./(lamda2*s+1);

    %S3=abs((1-pm.*C23)./(1+C23.*(pwp-
pm))));
    %CS3=abs((pwp.*C13)./(1+C23.*(pwp-
pm))));

    %OL=C23.*(pwp-pm);

    reg=real(OL);
    img=imag(OL);
    %cari GM pada axis real negatif
    sudut=angle(OL);

```

```

err=0.1;
a=find(sudut<pi+err & sudut>pi-err);
b=OL(a) ;

re=real(b);
im=imag(b);
%g=1+min(re);
g=abs(min(re));
GM=1/g;
end

gx=min(re);

figure (6)
plot(reg,img,'k','linewidth',1.4)
line([0 0],[-1.5
1.5],'color','k','linewidth',1.4)
line([-1.5 1.5],[0
0],'color','k','linewidth',1.4)
line([gx 0],[0.1
0.1],'color','k','linewidth',1.4)

axis([-1.5 1.5 -1.5 1.5])
text(1.2,0.05,'Real')
text(-0.2,.8,'Imaginary')
text(min(re)-0.1,0.17,'1/GM')
text(-1.4,-0.8,['\lambda 22-2 =
',num2str(lamda22)])
text(-1.4,-1.0,['\alpha2 =
',num2str(alpa2)])
text(-1.4,-1.2,['GM = ',num2str(GM)])

%controller loop 3
faklamd33=0.9;
%=====input lambda2/lambda1
lamda33=faklamd33*lamda33;
alpa3=lamda33;
GM=10;

```



```

while GM>=3.4
%=====input GM criteria
    alpa3=alpa3+0.01;
    w3=logspace(-3,3,1000);

    s=1i*w3;
    pm33=(km33*exp(-
tetam33*s))./(taum33*s+1);
    pw33=(kpp33*exp(-
tetapp33*s))./(taupp33*s+1);
    pw32=(kp32*exp(-
teta32*s))./(tau32*s+1);
    pw31=(kp31*exp(-
teta31*s))./(tau31*s+1);

    C13=(taum33*s+1)./(km33*(lamda33*s+1));
    C23=C13.*(alpa3*s+1)./(lamda33*s+1);

    S3=abs((1-pm33.*C23)./(1+C23.*(pw33-
pm33)));
    CS3=abs((pw33.*C13)./(1+C23.*(pw33-
pm33)));

    OL=C23.*(pw33-pm33);

    %C13=(taum*s+1)./(km*(lamda1*s+1));
    %C23=C13.*(alpa*s+1)./(lamda2*s+1);

    %S3=abs((1-pm.*C23)./(1+C23.*(pwp-
pm)));
    %CS3=abs((pwp.*C13)./(1+C23.*(pwp-
pm)));

    %OL=C23.*(pwp-pm);

    reg=real(OL);
    img=imag(OL);

```

```

%cari GM pada axis real negatif
sudut=angle(OL);
err=0.1;
a=find(sudut<pi+err & sudut>pi-err);
b=OL(a) ;

re=real(b);
im=imag(b);
%g=1+min(re);
g=abs(min(re));
GM=1/g;
end

gx=min(re);

figure (7)
plot(reg,img,'k','linewidth',1.4)
line([0 0],[-1.5
1.5],'color','k','linewidth',1.4)
line([-1.5 1.5],[0
0],'color','k','linewidth',1.4)
line([gx 0],[0.1
0.1],'color','k','linewidth',1.4)

axis([-1.5 1.5 -1.5 1.5])
text(1.2,0.05,'Real')
text(-0.2,.8,'Imaginary')
text(min(re)-0.1,0.17,'1/GM')
text(-1.4,-0.8,['\lambda 33-2 =
',num2str(lamda33)])
text(-1.4,-1.0,['\alpha2 =
',num2str(alpa3)])
text(-1.4,-1.2,['GM = ',num2str(GM)])

%controller loop 4
faklamd44=0.9;
%=====input lambda2/lambda1
lamda44=faklamd44*lamda44;
alpa4=lamda44;

```

```

GM=10;
while GM>=3.4
%=====input GM criteria
    alpa4=alpa4+0.01;
    w3=logspace(-3,3,1000);

    s=1i*w3;
    pm44=(km44*exp(-
tetam44*s))./(taum44*s+1);
    pw44=(kpp44*exp(-
tetapp44*s))./(taupp44*s+1);
    pw43=(kp43*exp(-
teta43*s))./(tau43*s+1);
    pw42=(kp42*exp(-
teta42*s))./(tau42*s+1);
    pw41=(kp41*exp(-
teta41*s))./(tau41*s+1);

C13=(taum44*s+1)./(km44*(lamda44*s+1));
C23=C13.*(alpa4*s+1)./(lamda44*s+1);

S3=abs((1-pm44.*C23)./(1+C23.*(pw44-
pm44)));
CS3=abs((pw44.*C13)./(1+C23.*(pw44-
pm44)));

OL=C23.*(pw44-pm44);

%C13=(taum*s+1)./(km*(lamda1*s+1));
%C23=C13.*(alpa*s+1)./(lamda2*s+1);

%S3=abs((1-pm.*C23)./(1+C23.*(pwp-
pm)));
%CS3=abs((pwp.*C13)./(1+C23.*(pwp-
pm)));

%OL=C23.*(pwp-pm);

```

```

reg=real(OL);
img=imag(OL);
%cari GM pada axis real negatif
sudut=angle(OL);
err=0.1;
a=find(sudut<pi+err & sudut>pi-err);
b=OL(a) ;

re=real(b);
im=imag(b);
%g=1+min(re);
g=abs(min(re));
GM=1/g;
end

gx=min(re);

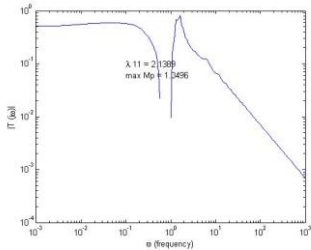
figure (8)
plot(reg,img,'k','linewidth',1.4)
line([0 0],[-1.5
1.5],'color','k','linewidth',1.4)
line([-1.5 1.5],[0
0],'color','k','linewidth',1.4)
line([gx 0],[0.1
0.1],'color','k','linewidth',1.4)

axis([-1.5 1.5 -1.5 1.5])
text(1.2,0.05,'Real')
text(-0.2,.8,'Imaginary')
text(min(re)-0.1,0.17,'1/GM')
text(-1.4,-0.8,['\lambda 44-2 =
',num2str(lamda44)])
text(-1.4,-1.0,['\alpha2 =
',num2str(alpa4)])
text(-1.4,-1.2,['GM = ',num2str(GM)])
hold off

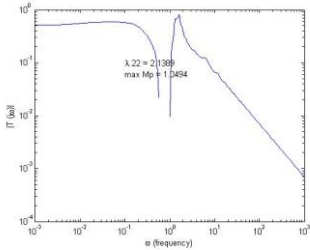
```

D.5 Hasil Setting Parameter

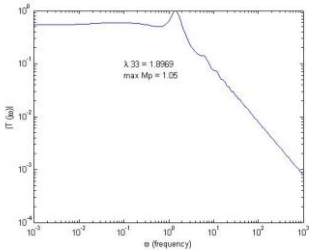
a. Mp-Gm Tuning Fase Minimum (Modifikasi II)



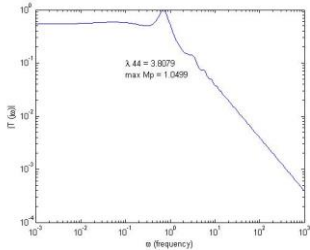
Loop 1 (Mp)



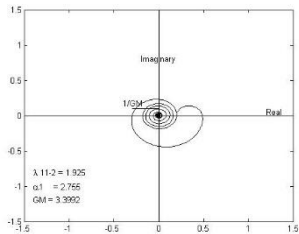
Loop 2 (Mp)



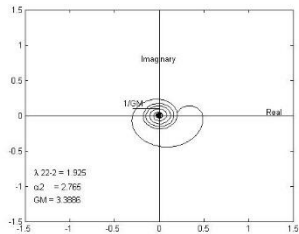
Loop 3 (Mp)



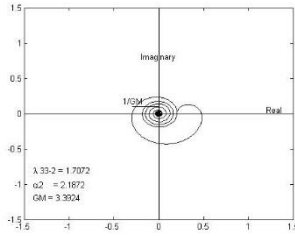
Loop 4 (Mp)



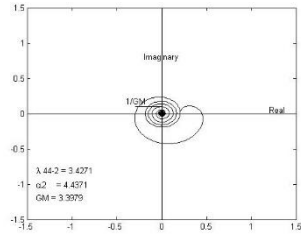
Loop 1 (Mp-Gm)



Loop 2 (Mp-Gm)

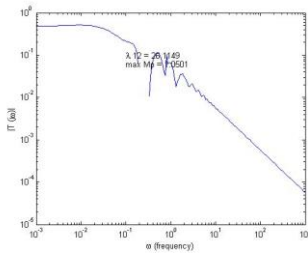


Loop 3 (Mp-Gm)

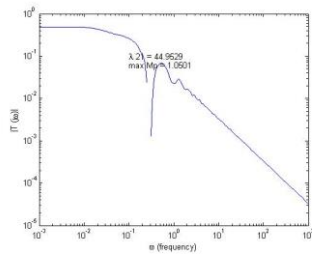


Loop 4 (Mp-Gm)

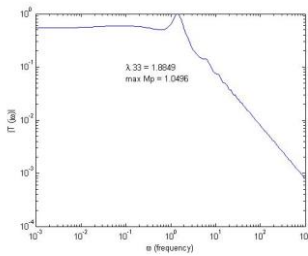
b. Mp-Gm Tuning Fase Non Minimum



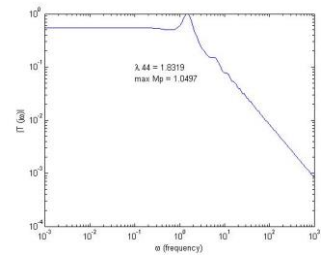
Loop 1 (Mp)



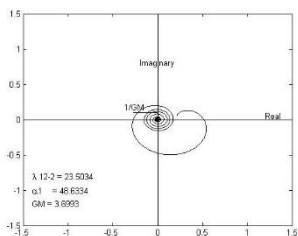
Loop 2 (Mp)



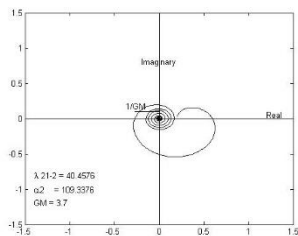
Loop 3 (Mp)



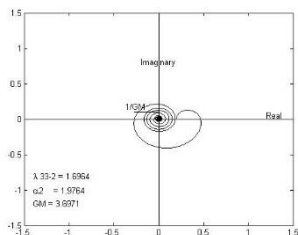
Loop 4 (Mp)



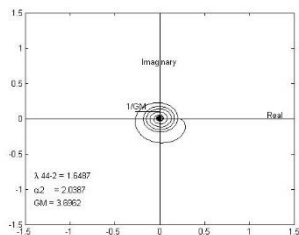
Loop 1 (Mp-Gm)



Loop 2 (Mp-Gm)

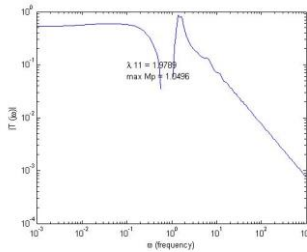


Loop 3 (Mp-Gm)

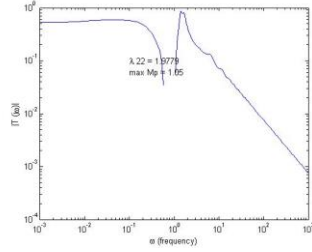


Loop 4 (Mp-Gm)

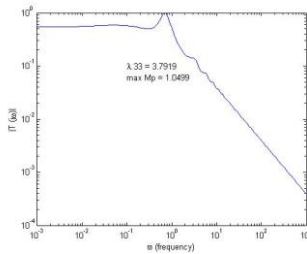
c. Mp-Gm Tuning Fase Minimum (Modifikasi I)



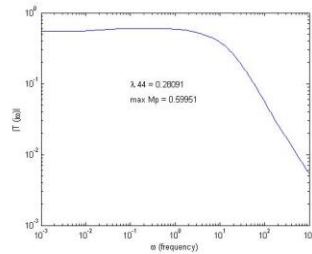
Loop 1 (Mp)



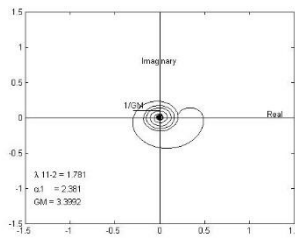
Loop 2 (Mp)



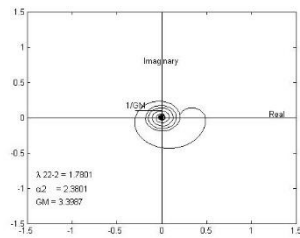
Loop 3 (Mp)



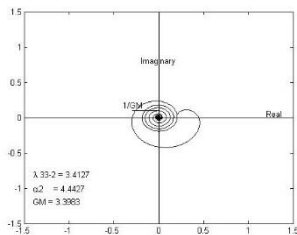
Loop 4 (Mp)



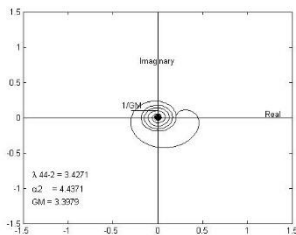
Loop 1 (Mp-Gm)



Loop 2 (Mp-Gm)

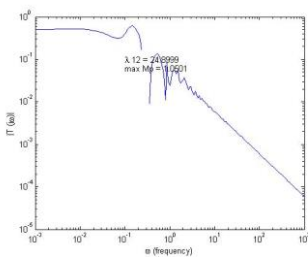


Loop 3 (Mp-Gm)

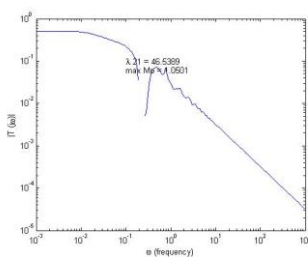


Loop 4 (Mp-Gm)

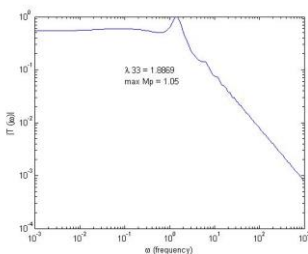
b. Mp-Gm Tuning Fase Non Minimum



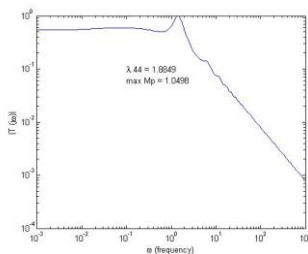
Loop 1 (Mp)



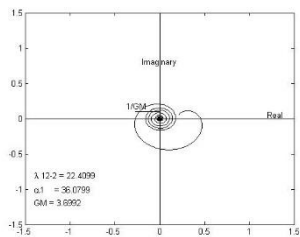
Loop 2 (Mp)



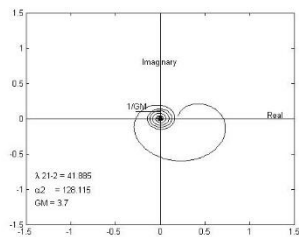
Loop 3 (Mp)



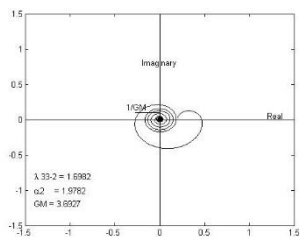
Loop 4 (Mp)



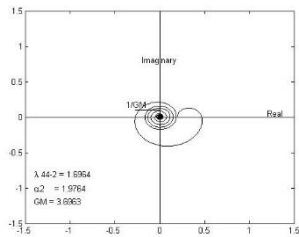
Loop 1 (Mp-Gm)



Loop 2 (Mp-Gm)



Loop 3 (Mp-Gm)



Loop 4 (Mp-Gm)



DAFTAR RIWAYAT HIDUP

BIODATA PENULIS



Siti Ichuwa Ningrum Mustoliyah, dilahirkan di Mojokerto, 02 April 1994, merupakan anak pertama dari dua bersaudara. Penulis pernah bersekolah di SD Negeri Kepatihan Gresik, SMP Negeri 14 Surabaya, SMA Negeri 11 Surabaya dan D3 Teknik Kimia FTI-ITS. Pada tahun 2015, penulis melanjutkan pendidikan S1 di Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS. Penulis memiliki pengalaman kerja praktek di PG.

Pesantren Baru Kediri pada tahun 2014 dan di PT. Petrokimia Gresik pada tahun 2016. Penulis telah menyelesaikan Tugas Akhir sebagai syarat meraih gelar A. Md yang berjudul *Pabrik Asam Sulfat dari Sulfur dan Oksigen dengan Proses Kontak Double Absorber* pada tahun 2015 dan pada tahun 2017 telah menyelesaikan Tugas Desain Pabrik Kimia sebagai syarat meraih gelar Sarjana yang berjudul *Pra Desain Pabrik Compressed Natural Gas (CNG) dari Gas Alam*.

e-mail : sittieichuwa@gmail.com



Akhmad Nurman Luthfiyanto, dilahirkan di Gresik, 25 Februari 1994, merupakan anak pertama dari dua bersaudara. Penulis pernah bersekolah di SD Negeri Tlogopatut I Gresik, SMP Negeri 3 Gresik, SMA Negeri 1 Gresik dan D3 Teknik Kimia FTI-ITS. Pada tahun 2015, penulis melanjutkan pendidikan S1 di Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS.

Saat duduk di bangku kuliah D3 Teknik Kimia, penulis menjabat aktif dalam organisasi di Himpunan Mahasiswa D3 Teknik Kimia (HIMA D3KKIM) dan Badan Eksekutif Mahasiswa ITS (BEM ITS). Penulis memiliki pengalaman kerja praktek di PT. Linde Indonesia pada tahun 2014 dan di PT. Petrokimia Gresik pada tahun 2016. Penulis telah menyelesaikan Tugas Akhir sebagai syarat meraih gelar A. Md yang berjudul *Ekstraksi Antosianin dari Ubi Jalar Ungu (Ipomoea Batatas L.) sebagai Pengganti Rhodamin B untuk Sediaan Pewarna Bibir Alami dengan Metode Microwave Solvent Extraction* pada tahun 2015 dan pada tahun 2017 telah menyelesaikan Tugas Desain Pabrik Kimia sebagai syarat meraih gelar Sarjana yang berjudul *Pra Desain Pabrik Compressed Natural Gas (CNG) dari Gas Alam*.

e-mail : ahmad.nurman@gmail.com